



PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID ADÍPIC



Laura Font

Sergio Fuentes

David Oliva

Montse Ossul

Joan Piñol

Àlvar Soldado

PROJECTE FINAL DE CARRERA

Enginyeria Química 2008

Tutor: Carles Solà

VOLUM IV

11. MANUAL DE **CÀLCULS**

11. MANUAL DE CÀLCULS

11.1. Disseny de tancs i cubetes.....	11-4
11.1.1. Disseny funcional dels tancs d'emmagatzematge de ciclohexanol.....	11-4
11.1.2. Disseny funcional dels tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric.....	11-11
11.1.3. Disseny del parc de tancs dels reactius.....	11-14
11.2. Disseny dels reactors.....	11-17
11.2.1 Disseny funcional del reactor.....	11-17
11.2.2. Disseny del tanc de dissolució.....	11-33
11.2.3. Disseny del tanc pulmó.....	11-36
11.3. Disseny dels bescanviadors de calor.....	11-37
11.3.1. Procés de disseny.....	11-37
11.4. Disseny del bleachher.....	11-50
11.4.1. Disseny funcional del bleachher.....	11-51
11.5. Disseny de l'absorbidor.....	11-58
11.5.1. Disseny funcional de l'absorbidor.....	11-59
11.5.2. Disseny del serpenti.....	11-68
11.6. Disseny del reactor tèrmic d'eliminació de N₂O.....	11-72
11.6.1. Disseny funcional del reactor.....	11-72
11.7. Disseny de les columnes de destil·lació.....	11-76
11.7.1. Disseny pel mètode <i>Short Cut Distillation</i>	11-77
11.7.2. Disseny pel mètode <i>Distillation Column</i>	11-77
11.8. Disseny dels cristal·litzadors.....	11-83
11.8.1. Disseny funcional dels cristal·litzadors.....	11-83
11.8.2. Disseny del tanc de dissolució.....	11-101
11.9. Disseny de l'assecador fluiditzat.....	11-104
11.9.1. Disseny funcional de l'assecador fluiditzat.....	11-104
11.10. Disseny del refredador fluiditzat.....	11-110
11.10.1. Disseny funcional del refredador fluiditzat.....	11-110
11.11. Disseny dels ciclons.....	11-114
11.11.1. Disseny funcional dels ciclons.....	11-114
11.12. Disseny de les columnes de bescanvi.....	11-120
11.12.1. Disseny funcional de les columnes de bescanvi iònic.....	11-120

11.13. Disseny de les sitges d'emmagatzematge d'àcid adípic.....	11-123
11.13.1. Disseny funcional de les sitges.....	11-123
11.14. Disseny de l'absorbidor d'àcid nítric.....	11-127
11.14.1. Disseny funcional de l'absorbidor d'àcid nítric.....	11-127
11.15. Disseny i elecció de bombes.....	11-131
11.15.1. Disseny funcional de les bombes.....	11-131
11.16. Disseny de ventiladors i compressors.....	11-134
11.16.1. Disseny funcional dels ventiladors i compressors.....	11-134
11.17. Disseny dels condensadors de les columnes de destil·lació.....	11-137
11.17.1. Disseny funcional dels condensadors.....	11-137
11.18. Disseny del bescanviador de calor. Tipus Kettle-Reboiler.....	11-139
11.18.1. Disseny funcional del kettle-reboiler.....	11-139
11.19. Serveis.....	11-141
11.19.1. Circuit frigorífic.....	11-141
11.19.2. Torres de refrigeració.....	11-143
11.19.3. Electricitat.....	11-145

11. MANUAL DE CÀLCULS

11.1. DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE I CUBETES DE RETENCIÓ

11.1.1 Disseny funcional dels tancs d'emmagatzematge de ciclohexanol

En aquests tancs, s'emmagatzemarà el ciclohexanol necessari per la planta. El cabal requerit de ciclohexanol per la planta és de 6000 Kg/h. Aquest ciclohexanol arribarà a la planta amb camions de 30 m³. Es dimensionen els tancs perquè puguin emmagatzemar les necessitats de la planta per a 3 dies, d'aquesta manera s'evita l'aturada de la planta en el cas que hi hagi problemes alhora del subministrament del ciclohexanol.

$$6000 \frac{kg}{h} \cdot \frac{24h}{dia} \cdot \frac{1L}{0.962kg} \cdot \frac{1m^3}{1000L} \cdot \frac{1camió}{30m^3} = 4.98 \frac{camio}{dia} \approx 5 \frac{camio}{dia}$$

S'observa que amb 5 camions al dia és suficient pels requeriments de la planta. A continuació, es calcularà el nombre de tancs necessaris per poder emmagatzemar tot el volum requerit per 3 dies de producció.

$$6000 \frac{kg}{h} \cdot \frac{24h}{dia} \cdot \frac{1L}{0.962kg} \cdot \frac{1m^3}{1000L} \cdot 3dies = 449.06 m^3$$

Es necessiten 449.06 m³ però es fa un sobredimensionament del 20% ja que es decideix que els tancs no poden buidar-se del tot perquè si es buidessin del tot, la bomba no podria aspirar el líquid del fons del tanc. Per tant,

$$449.06 m^3 \cdot (1 + 0.2) = 538.87 m^3$$

Es necessitarà 538.87 m³ de capacitat en total de tots els tancs. Ara es calcularà, quines dimensions han de tenir aquests tancs i quin és el nombre de tancs necessaris per emmagatzemar tot aquest volum de ciclohexanol.

Se suposa un diàmetre (D) de 4m i una alçada de líquid (H_{liq}) de 7.5m. Es deixarà 0.5 metres de fracció buida. Per tant, el volum de líquid que hi cap en un tanc és el següent:

$$V_{\text{tanc}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_{\text{liq}} = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 7.5 = 94.25 m^3$$

$$n^{\circ} \text{ tancs} = \frac{538.87 m^3}{94.25 \frac{m^3}{\text{tancs}}} = 5.72 \approx 6 \text{ tancs}$$

Cada tanc ocupa 94.25 m³ i per poder emmagatzemar tot el ciclohexanol es necessiten 6 tancs. Aquests tancs seran cilíndrics amb el fons inferior pla i el sostre serà cònic. Totes les dimensions es mostren a la taula següent:

Taula 11.1. Dimensions dels tancs d'emmagatzematge de ciclohexanol

Diametre [m]	Alçada líquid [m]	Alçada cilindre [m]	Alçada con [m]	Alçada total [m]
4	7,5	8	0,317	8,317

Després de les dimensions ja descrites, es pot calcular el % d'ocupació que es calcula de la següent forma:

$$V_{\text{total}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 8 = 100.53 m^3$$

$$V_{\text{liquid}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 7.5 = 94.25 m^3$$

$$\% \text{ ocupat} = \frac{V_{\text{liquid}}}{V_{\text{total}}} \cdot 100 = \frac{94.25}{100.53} \cdot 100 = 93.75\%$$

Nota: S'ha de dir que el volum del sostre cònic no es té en compte ja que allà no hi haurà líquid.

- **Disseny mecànic dels tancs de ciclohexanol**

Aquest tanc s'ha dissenyat seguint la normativa ASME i la norma MIE-APQ-001 la qual tracta sobre emmagatzemament de líquids inflamables i combustibles.

- **Material de construcció**

S'ha escullit que per tota la planta el material d'ús sigui l'acer inoxidable AISI-304 ja que dona bons resultats tot i haver pH força baixos en molts punts de la planta.

- **Pressió de disseny**

Per a escullir la pressió de disseny, s'ha calculat la diferència de pressió des de la superfície del fluid fins al fons amb la formula següent:

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h = 961 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 7.5\text{m} = 73575\text{Pa} = 0.736\text{bar}$$

La pressió que fa el líquid al fons de l'equip és de 0.736bar però a aquesta pressió se li ha de sumar l'atmosfèrica. Després de tot això, es fa un sobredimensionament d'un 15% i s'obté una pressió de disseny de 2bar.

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{atm}} + \Delta P + (P_{\text{atm}} + \Delta P) \cdot 0.1 = 1.924\text{bar} \approx 2\text{bar}$$

- **Temperatura de disseny**

En aquest tipus de tancs no es necessita cap tipus de control de temperatura ja que el punt d'inflamació del ciclohexanol es troba a 68°C i aquesta temperatura no es podrà arribar mai a l'exterior.

A continuació, es mostrarà el càlcul del gruix de xapa d'acer necessari per aquests tancs.

- **Càlcul del gruix necessari per la paret del tanc**

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} + C1 + C2$$

- P = Pressió de disseny interna en [bar], (P = 2bar)
- R = Radi intern del cilindre en [mm], (R = 2000mm)
- S = Límit elàstic en [bar], (S = 1450 bar)
- E = Factor de soldadura, (E = 0.85 radiografiat parcial).
- C1 = Tolerància a la corrossió em [mm] (C1=1mm)
- C2 = Tolerància a la soldadura em [mm], (C2=0)
- t = Gruix de la paret en [mm]

S'obté un valor de 4.25mm per tant, s'escull un gruix de xapa d'acer de 5mm.

- **Càlcul del gruix necessari del fons superior cònic**

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E - 0.6 \cdot P)} + C1 + C2$$

- P = Pressió de disseny interna en [bar], (P = 2bar)
- D = Diametre intern del cilindre en [mm], (D = 4000mm)
- S = Límit elàstic en [bar], (S = 1450bar)
- E = Factor de soldadura, (E = 0.85 radiografiat parcial).
- α = Angle que forma la diagonal del con amb la horitzontal [$\alpha = 15^\circ$]
- t = Gruix del sostre cònic en [mm]

Fent els càlculs, s'obté un gruix de 4.36mm per tant, s'escull un gruix de 5mm.

- **Càlcul del gruix necessari del fons inferior pla**

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} + C1 + C2$$

- P = Pressió de disseny interna en [bar], (P = 2bar)
- R = Radi intern del cilindre en [mm], (R = 2000mm)
- S = Límit elàstic en [bar], (S = 1450 bar)
- E = Factor de soldadura, (E = 0.85 radiografiat parcial).
- t = Gruix del fons inferior pla en [mm]

S'obté un gruix de fons pla de 4.25mm per tant, s'agafa de 5mm.

A partir d'ara on ja es coneixen els valors de gruix d'acer, es pot calcular el pes de l'equip.

- **Càlcul del pes de l'equip buit**

- a) Pes del fons inferior pla

$$P_{fons} = A_{cilindre} \cdot \rho_{acer} \cdot t$$

- P_{fons} = Pes fons inferior pla.
- $D_{ext} = 4.01\text{mm}$
- $A_{cilindre} = A_{cilindre} \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 = 12.67\text{m}^2$
- $\rho_{acer} = 7900\text{kg/m}^3$
- t = gruix del fons pla, (t=5mm)

Pes del fons inferior pla és de **$P_{fons} = 497,61\text{Kg}$** .

b) Pes de la paret

$$P_{\text{paret}} = A_{\text{anular}} \cdot \rho_{\text{acer}} \cdot H_{\text{cilindre}}$$

- P_{paret} = Pes paret, en [kg]

$$- \dot{A}_{\text{anular}} = A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) = 0.126 m^2$$

$$- \rho_{\text{acer}} = 7900 \text{ kg/m}^3$$

$$- H_{\text{cilindre}} = \text{Alçada del cilindre, (8m)}$$

El pes de la paret cilíndrica és de $P_{\text{paret}} = 3975,94 \text{ Kg}$

c) Pes sostre cònic

$$P_{\text{sostre}} = A_{\text{con}} \cdot \rho_{\text{acer}} \cdot t$$

- P_{sostre} = Pes sostre em [kg]

$$- \dot{A}_{\text{cilindre}} = A_{\text{con}} = \pi \cdot r \cdot g = 13.01 m^2$$

- r = Radi intern ($r = 2m$)

- g = Generatiu del con

$$(\text{on } g = \sqrt{r^2 + h_{\text{con}}^2} = 2.07 m)$$

$$- h_{\text{con}} = r \cdot \tan(\alpha)$$

- α = Angle de la diagonal del sostre amb l'horitzontal ($\alpha = 15^\circ$)

$$- \rho_{\text{acer}} = 7900 \text{ kg/m}^3$$

- t = gruix del sostre cònic, ($t=5\text{mm}$)

Tot fent aquests càlculs, s'obté un pes de $P_{\text{sostre}} = 513,88 \text{ Kg}$. Al tenir tots els pesos de totes les parts del tanc, es pot trobar el pes total de l'equip buit.

$$P_{\text{total}} = P_{\text{fons}} + P_{\text{paret}} + P_{\text{sostre conic}} = 497.61 + 3975.94 + 513.88 = 4987,43 \text{ Kg}$$

Per tant, el pes total de l'equip buit és de **4987.43 Kg**.

- **Càlcul del pes de l'equip amb aigua**

El que es fa és calcular quan pesaria l'equip omplert amb aigua.

$$P_{Aigua} = P_{equip} + V_{Aigua} \cdot \rho_{Aigua}$$

- P_{equip} = Pes de l'equip buit, $P_{equip} = 4987.43 \text{ Kg}$
- V_{aigua} = Volum que ocupa l'aigua, $V_{aigua} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 7.5 = 94.25 \text{ m}^3$
- ρ_{aigua} = Densitat de l'aigua, $\rho_{aigua} = 1000 \text{ kg/m}^3$

Per tant, s'obté un pes amb aigua de **$P_{aigua} = 99235,21 \text{ Kg}$**

- **Càlcul del pes de l'equip en operació**

A continuació, es mostra el càlcul per saber el pes de l'equip en operació tenint en compte el líquid de treball, el ciclohexanol.

$$P_{Ciclohexanol} = P_{equip} + V_{ciclohexanol} \cdot \rho_{ciclohexanol}$$

- P_{equip} = Pes de l'equip buit, $P_{equip} = 4987.43 \text{ Kg}$
 - $V_{ciclohexanol}$ = Volum que ocupa el líquid dintre del recipient
- $$V_{ciclohexanol} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 7.5 = 94.25 \text{ m}^3$$
- $\rho_{ciclohexanol}$ = Densitat del ciclohexanol, $\rho_{ciclohexanol} = 962 \text{ Kg/m}^3$

Fent el càlcul, s'obté un pes en operació de **$P_{ciclohexanol} = 95653,79 \text{ Kg}$** .

11.1.2. Disseny funcional dels tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric

En aquests tancs, s'emmagatzemarà l'àcid nítric necessari per la planta. El cabal requerit de la solució d'àcid nítric al 60% per la planta és de 15533,14 Kg/h . Aquest àcid nítric arribarà a la planta amb camions de 30 m³. Es dimensionen els tancs perquè puguin emmagatzemar les necessitats de la planta per a 3 dies, d'aquesta manera s'evita l'aturada de la planta en el cas que hi hagi problemes alhora del subministrament d'àcid nítric.

$$15533,14 \frac{kg}{h} \cdot \frac{24h}{dia} \cdot \frac{1L}{1.14kg} \cdot \frac{1m^3}{1000L} \cdot \frac{1camió}{30m^3} = 10.9 \frac{camio}{dia} \approx 11 \frac{camio}{dia}$$

S'observa que amb 11 camions al dia és suficient pels requeriments de la planta. A continuació, es calcularà el nombre de tancs necessaris per poder emmagatzemar tot el volum requerit per 3 dies de producció.

$$15533,14 \frac{kg}{h} \cdot \frac{24h}{dia} \cdot \frac{1L}{1.14kg} \cdot \frac{1m^3}{1000L} \cdot 3 dies = 981,04 m^3$$

Es necessiten 981.04m³ però es fa un sobredimensionament del 10% ja que es decideix que els tancs no poden buidar-se del tot perquè si es buidessin del tot, la bomba no podria aspirar el líquid del fons del tanc. Per tant,

$$981.04 m^3 \cdot (1 + 0.10) = 1079,14 m^3$$

Es necessitarà 1079.14 m³ de capacitat en total de tots els tancs. Ara es calcularà, quines dimensions han de tenir aquests tancs i quin és el nombre de tancs necessaris per emmagatzemar tot aquest volum d'àcid nítric.

Se suposa un diàmetre (D) de 4m i una alçada de líquid (Hliq) de 7.5m. Es deixarà 0.5 metres de fracció buida. Per tant, el volum de líquid que hi cap en un tanc és el següent:

$$V_{tanc} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_{liq} = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 7.5 = 94.25 m^3$$

$$n^{\circ} \text{ tancs} = \frac{1079.14 m^3}{94.25 \frac{m^3}{\text{tancs}}} = 11.45 \approx 12 \text{ tancs}$$

Cada tanc ocupa $94.25 m^3$ i per poder emmagatzemar tot l'àcid nítric es necessiten 12 tancs. Aquests tancs seran els mateixos que els tancs de ciclohexanol així que les dimensions es mostren a la taula següent:

Taula 11.2. Dimensions dels tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric

Diametre [m]	Alçada líquid [m]	Alçada cilindre [m]	Alçada con [m]	Alçada total [m]
4	7,5	8	0,317	8,317

Després de les dimensions ja descrites, es pot calcular el % d'ocupació el qual es calcula de la següent forma:

$$V_{total} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 8 = 100.53 m^3$$

$$V_{liquid} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 7.5 = 94.25 m^3$$

$$\% \text{ ocupat} = \frac{V_{liquid}}{V_{total}} \cdot 100 = \frac{94.25}{100.53} \cdot 100 = 93.75\%$$

Nota: S'ha de dir que el volum del sostre cònic no es té en compte ja que allà no hi haurà líquid.

- **Disseny mecànic**

Aquest tanc s'ha dissenyat seguint la normativa ASME i la norma MIE-APQ-006 la qual tracta sobre emmagatzemament de compostos corrossius. Els tancs d'àcid nítric seran de les mateixes dimensions que els de ciclohexanol així que els càlculs s'han realitzat de la mateixa manera. A continuació, es mostra una taula amb el resum de les dades dels tancs d'àcid nítric.

Taula 11.3. Gruix dels tancs

	Gruix tèoric	Gruix real
Gruix paret cilindre (mm)	4,25	5
Gruix fons pla (mm)	4,25	5
Gruix sostre cònic (mm)	4,29	5

En quan el pes dels equips, lògicament, també és el mateix que els de ciclohexanol. L'únic que canvia és el pes del tanc amb l'àcid nítric ja que té densitat diferent i es el càlcul que es mostra a continuació.

- **Càlcul del pes de l'equip en operació**

A continuació, es mostra el càlcul per saber el pes de l'equip en operació tenint en compte el líquid de treball, el ciclohexanol.

$$P_{acid\ nitric} = P_{equip} + V_{acid\ nitric} \cdot \rho_{acid\ nitric}$$

- P_{equip} = Pes de l'equip buit, $P_{equip} = 4987,43\text{Kg}$
- $V_{acid\ nitric}$ = Volum que ocupa el líquid dintre del recipient

$$V_{acid\ nitric} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot 4^2 \cdot 7.5 = 94.25\text{m}^3$$

- $P_{acid\ nitric}$ = Densitat de la solució d'àcid nítric, $\rho_{acid\ nitric} = 1140\text{ Kg/m}^3$

Fent el càlcul, s'obté un pes en operació de **$P_{acid\ nitric} = 95653.79\text{kg}$** .

D'igual manera es mostra una taula resum amb tots els pesos.

Taula 11.4. Pes dels tancs buits, amb aigua i amb nítric

Pes tanc buit [kg]	4987,43
Pes amb aigua [kg]	99235,21
Pes amb àcid nítric [kg]	95653,79

11.1.3. Disseny del parc de tancs dels reactius

Per poder fer aquest disseny, com ja s'ha dit anteriorment, s'ha seguit la norma MIE-APQ-001 i la MIE-APQ-006 la qual parla de l'emmagatzematge de productes inflamables i corrossius respectivament. Les cubetes de retenció serveixen perquè en el cas que hi hagi una fuga del producte a emmagatzemar, la cubeta el pugui retenir per tal d'evitar mals majors.

Aquestes cubetes han de poder retenir el volum total del tanc més gros, en el cas a tractar o el 10% del volum global de tots els tancs. La norma diu que els tancs han d'anar disposats com a màxim en 2 files i separats amb una distància mínima entre ells de 1.5m els de ciclohexanol i 1m els d'àcid nítric. També han d'estar separats 1m entre la paret de la cubeta i la paret del tanc pels 2 productes.

-Ciclohexanol

- a) Volum tanc més gran = 94.25 m^3
- b) 10% del volum global de tots els tancs

$$\text{Volum 1 tanc} \cdot \text{n}^\circ \text{ tancs} \cdot 10\% / 100 = 94.25 \text{ m}^3 \cdot 6 \text{ tancs} \cdot 10 / 100 = 56.55 \text{ m}^3$$

L'opció a) és > a l'opció b), per tant, a la cubeta de retenció del ciclohexanol hi cabrà com a mínim 94.25 m^3

-Àcid nítric

- a) Volum tanc més gran = 94.25 m^3
- b) 10% del volum global de tots els tancs

$$\text{Volum 1 tanc} \cdot \text{n}^\circ \text{ tancs} \cdot 10\% / 100 = 94.25 \text{ m}^3 \cdot 12 \text{ tancs} \cdot 10 / 100 = 113.1 \text{ m}^3$$

L'opció b) és superior a l'opció a), per tant, a la cubeta de retenció de l'àcid nítric hi cabrà com a mínim 113.1 m^3 .

Saben aquestes dades, es poden calcular les dimensions de la cubeta, l'amplada (B) i la llargada (L). En el cas següent, es fa el càlcul del parc de tancs del ciclohexanol. El parc de tancs de l'àcid nítric es fa de la mateixa manera tot i respectant les diferents distàncies regulades per l'APQ de cadascú. En el cas de ciclohexanol, es necessiten 6 tancs com ja s'ha explicat anteriorment.

$$B = 2 \cdot \text{Dist paret tanc} + 2 \cdot \text{Diametre tanc} + \text{Dist tanc-tanc} = 2 \cdot 1 + 2 \cdot 4 + 1.5 = 11.5\text{m}$$

$$L = 2 \cdot \text{Dist paret-tanc} + 3 \cdot \text{Diametre tanc} + (n^{\circ} \text{ tanc} - 1) \cdot \text{Dist tanc-tanc}$$

$$L = 2 \cdot 1 + 3 \cdot 4 + (3-1) \cdot 1.5 = 17\text{m}$$

Per tant, sabent quans tancs es necessiten i el volum de cadascún d'ells, es pot saber l'alçada necessària del cubetes amb l'equació següent:

$$H_{\text{cubeto}} = \frac{V_{\text{ltanc}}}{\text{Area}} \quad \text{i} \quad \text{Area} = B \cdot L - \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) \cdot (n^{\circ} \text{ tancs} - 1)$$

- H_{cubeto} = Alçada mínima de la cubeta [m]

- V_{ltanc} = Volum del suposat tanc trencat, $V = 94.25\text{m}^3$.

-Àrea = Àrea disponible entre parets del cubeto i tancs [m^2], (Àrea= 132.69m^2)

-B i L = Amplada i llargada de la cubeta respectivament [m], (B = 11.5 i L = 17m)

-D = Diametre de cada tanc, (D = 4m)

- N° tancs = Nombre de tancs que hi ha dintre de la cubeta.

Fent els càlculs, surt una alçada mínima de la cubeta de 0.76m. Es fa un petit sobredimensionament d'un 20% i s'obté que l'alçada final del cubeta és de 0.90m.

A continuació, es mostra una taula resum de les dimensions del parc de tancs del ciclohexanol i de l'àcid nítric.

Ciclohexanol

Dimensions tancs		
Diametre 1 tanc	4	m
Alçada tanc	8,5	m
nº tancs	6	tancs
Volum 1 tanc	94,25	m³
Distància tanc-paret	1	m
Distància tanc-tanc	1,5	m

Dimensions cubeta		
Amplada	11,5	m
Llargada	17	m
Alçada	0,9	m
Area total ocupada	195,5	m²
Area útil cubeto	132,67	m²
Volum útil cubeto	119,4	m³

Àcid nítric

Dimensions tancs		
Diametre 1 tanc	4	m
Alçada tanc	8,5	m
nº tancs	12	tancs
Volum 1 tanc	94,25	m³
Distància tanc-paret	1	m
Distància tanc-tanc	1	m

Dimensions cubeta		
Amplada	11	m
Llargada	31	m
Alçada	0,6	m
Àrea total ocupada	341	m²
Àrea útil cubeto	190.2	m²
Volum útil cubeto	114.12	m³

11.2. DISSENY DEL REACTOR

11.2.1. Disseny funcional del reactor

Per determinar el volum necessari de reactor es fa ús del temps de residència desitjat i del cabal volumètric entrant, tenint en compte que hi haurà dos reactors en paral·lel i que hauran d'estar capacitat per tractar cada un 75% del cabal entrant a :

$$\begin{aligned}\tau &= 7,5 \text{ min} \\ Q_m &= 98233 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ Q_v &= \frac{Q_m}{\rho} = \frac{98233 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1153 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 85,24 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \\ V_{\text{Reactor}} &= Q_v \cdot 0,75 \cdot \tau = 63,93 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{h}}{60\text{min}} \cdot 7,5 \text{ min} = 8 \text{ m}^3\end{aligned}$$

S'estableix que la relació alçada/diàmetre del recipient es vol que es situï al voltant de 1,5. Es dedueix la següent equació per aconseguir-ho:

$$\begin{aligned}\frac{h}{d} &= 1,5 \\ d &= \left(\frac{V_{\text{reactor}} \cdot 4}{\pi \cdot 1,5} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,89\text{m} \rightarrow 2\text{m}\end{aligned}$$

$$h = 1,5 \cdot 2 = 3\text{m}$$

$$V_{\text{nou}} = 9,42 \text{ m}^3$$

Com es pot veure, es sobredimensiona lleugerament el tamany del recipient per deixar espai pels gasos, i que el nivell de líquid no arribi fins el sostre del tanc en la seva operació habitual.

Amb aquestes dades conegudes, es pot determinar que quan el tanc operi al 50% del cabal total, el nivell de líquid necessari perquè el temps de residència sigui dels 7,5 minuts desitjats és:

$$V_{50\%} = Q_v \cdot 0,5 \cdot \tau = 42,62 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{h}}{60\text{min}} \cdot 7,5 \text{ min} = 5,33 \text{ m}^3$$

$$h_{50\%} = \frac{V_{50\%}}{\frac{\pi \cdot D^2}{4}} = \frac{5,33}{\frac{\pi \cdot 2^2}{4}} = 1,70\text{m}$$

Amb un desenvolupament paral·lel es troba que $h_{75\%} = 2,55 \text{ m}$.

Pel disseny del reactor de la segona etapa s'ha seguit un procediment paral·lel a aquest.

- **Càlcul del cabal de recirculació al bescanviador extern**

Per conèixer quin és el cabal que s'ha de recircular al bescanviador extern, en relació amb l'aliment entrant al reactor, s'ha efectuat un balança d'energia.

$$E + G = S + A$$

El balanç s'ha calculat per un estat estacionari, així que el terme d'acumulació serà igual a 0, $A=0$.

Entrades al sistema hi haurà l'aliment fresc, que ho farà amb un cabal de 98233 kg/h i una temperatura de 35°C, i el corrent recirculat provinent del bescanviador extern, que ho farà amb un cabal de 98233·R kg/h i a 50°C on $R = \frac{\text{Cabal al bescanviador}}{\text{Aliment fresc}}$.

El terme generació vindrà marcat per l'energia alliberada per la reacció, que té $\Delta H = -193 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol ciclohexanol}}$. Coneixent que un 95% del ciclohexanol entrant, 6000 kg/h, reacciona en aquesta primera etapa, es pot coneix l'energia alliberada.

Sortides del sistema hi haurà el cabal anant a la segona etapa de reacció, 98233 kg/h, i el cabal anant al bescanviador extern, 98233·R kg/h, ambdós a 78°C.

Coneixent que el pes molecular del ciclohexanol és 100,16 g/mol, agafant la simplificació que per tots els corrents $C_p = 0,789 \text{ kCal / kg} \cdot ^\circ\text{C}$, dada extreta del programa Hysys, i que la temperatura de referència és 0°C , s'arriba a la següent equació:

$$\sum m_E \cdot C_p \cdot (T_E - T_{ref}) - \frac{m_{kE}}{PM \cdot v_k} \cdot X_k \cdot \Delta H = \sum m_S \cdot C_p \cdot (T_S - T_{ref})$$

$$\begin{aligned} & 98233 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 0,789 \frac{\text{kCal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (35^\circ\text{C} - 0) + 98233 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot R \cdot 0,789 \frac{\text{kCal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (50^\circ\text{C} - 0) + \\ & + \frac{6000 \text{kgCiclohexanol}}{100,16 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kgCiclohexanol}}{\text{molCiclohexanol}}} \cdot 0,95 \cdot 193 \frac{\text{kCal}}{\text{molCiclohexanol}} = 98233 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 0,789 \frac{\text{kCal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (78^\circ\text{C} - 0) + \\ & + 98233 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot R \cdot 0,789 \frac{\text{kCal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (78^\circ\text{C} - 0) \end{aligned}$$

Es troba així que $R = 3,52$.

- **Disseny mecànic del reactor**

Per determinar els gruixos d'equips necessaris perquè la seva operació es dugui a terme amb garanties de seguretat i sense sobredimensionar-les innecessàriament, el que es traduiria en un augment dels costos, es segueix la normativa ASME, que permet calcular els gruixos de cossos cilíndrics i dels seus capçals.

El gruix dels equips de reacció es calcularà en base a la pressió interna, ja que treballen a pressió atmosfèrica.

- Cos:

Pressió interna:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1 + C_2$$

On:

- P = Pressió de disseny.
- R = Radi intern del cilindre, mm.
- E = Factor de soldadura.
- S = Límit elàstic (depèn del material escollit i de la temperatura de disseny)
- C₁ = Tolerància a la corrosió, mm
- C₂ = Tolerància a la fabricació, mm

Com que els reactors actuen a pressió atmosfèrica, la pressió d'operació que haurà de suportar l'equip és essencialment 1 atm més la pressió que exerceix la columna de líquid al reactor.

$$P = P_{Op} + h_l \cdot g \cdot \rho$$

On:

- P_{Op} = Pressió d'operació.
- h_l = Altura de la columna de líquid, igual a l'alçada del reactor.
- g = Gravetat, 9,81m/s².
- ρ = Densitat de la mescla a tractar.

Per exemple, pels reactors de la primera etapa, es considera:

$$P = 1atm + 3m \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 1150 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{1atm}{101325 \frac{N}{m^2}} = 1,334atm$$

Pel reactor de la segona etapa P = 1,48 atm.

El següent pas és designar la temperatura de disseny. En la primera etapa de reacció, com que es vol treballar a 78°C, es marca 100°C com a temperatura de disseny, mentre que en la segona etapa, al treballar a 95°C, es marca aquesta a 125°C.

Amb aquestes temperatures ja es pot buscar els valors de límit elàstics per el material de construcció utilitzat en els reactors, AISI 304. Es treu de la següent taula, (Sinnott R.K., 1983):

Material	Tensile strength (N/mm ²)	Design stress at temperature °C (N/mm ²)									
		0 to 50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
Carbon steel (semi-killed or silicon killed)	360	135	125	115	105	95	85	80	70		
Carbon-manganese steel (semi-killed or silicon killed)	460	180	170	150	140	130	115	105	100		
Carbon-molybdenum steel, 0.5 per cent Mo	450	180	170	145	140	130	120	110	110		
Low alloy steel (Ni, Cr, Mo, V)	550	240	240	240	240	240	235	230	220	190	170
Stainless steel 18Cr/8Ni unstabilised (304)	510	165	145	130	115	110	105	100	100	95	90
Stainless steel 18Cr/8Ni Ti stabilised (321)	540	165	150	140	135	130	130	125	120	120	115
Stainless steel 18Cr/8Ni Mo 2½ per cent (316)	520	175	150	135	120	115	110	105	105	100	95

Fig 1. Valors de límit elàstic per diferents temperatures

Per exemple, per una temperatura de disseny de 100°C, que és la que tenen els reactors de la primera etapa, $S = 145 \text{ N/mm}^2 = 1431 \text{ atm}$.

Pet T = 125°C, $S = 137,5 \text{ N/mm}^2 = 1357 \text{ atm}$.

Pel factor de soldadura s'escollí un valor de 0,85, corresponent a una soldadura amb radiografiat parcial.

El radi intern dels cilindres, en la primera i segona etapa de reaccó, equival a 1 m, 1000 mm, i 1,25 m, 1250 mm, respectivament.

El valor de tolerància a la corrosió escollit ha estat 2 mm. Aquest valor és força elevat, però es creu adequat per fer front a la molt forta corrosió que patiran els materials degut a la gran quantitat d'àcid nítric present a les mescles reactants.

El valor de tolerància a la fabricació escollit ha estat d'1mm.

Amb totes les dades conegudes ja es pot procedir al càlcul dels gruixos necessaris:

Per la primera etapa de reacció, $t = 4,1$ mm.

Al haver disponibles gruixos de 4 i de 5 mm, el de 4 mm és l'elegit, degut a que un mil·límetre més suposaria un sobredimensionament massa elevat, difícilment justificable.

Per la segona etapa de reacció, $t = 4,63$ mm.

En aquest cas si que s'elegeix un gruix de 5 mm.

- Capçals torisfèrics

Els capçals torisfèrics deuen el seu nom a la forma que tenen, que es pot apreciar en la següent figura:

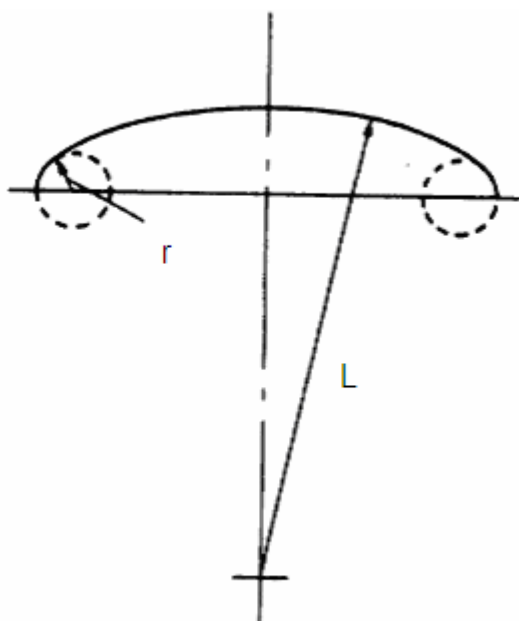


Fig 2. Forma d'esfera torisfèrica.

Es pot apreciar a la figura que r és el radi del torus, i que L és el radi de l'esfera.

En el disseny dels reactors s'ha utilitzat una L igual al diàmetre del cilindre, i un rati r / L de 0,06.

En aquestes condicions escollides, l'equació a seguir per determinar el gruix del fons és la següent:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} + C_1 + C_2$$

On:

P = Pressió de disseny, atm.

L = Diàmetre esfera, mm.

S = Límit elàstic del material, atm.

E = Factor de soldadura.

C_1 = Tolerància a la corrosió, mm

C_2 = Tolerància a la fabricació, mm

Els valors de P , S , E , C_1 i C_2 coincideixen amb els valors calculats pel gruix del cos cilíndric.

Coneixent que $L = 2000$ mm per la primera etapa de reacció, i $L = 2500$ mm per la segona, es determina:

Per la primera etapa de reacció, $t = 5,1$ mm.

S'elegeix un gruix de 5 mm.

Per la segona etapa de reacció, $t = 5,877$ mm.

S'elegeix un gruix de 6 mm.

Si el rati r / L escollit hagués tingut un valor inferior a 0,06, l'equació a seguir hauria estat la següent:

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_1 + C_2$$

On:

M = Factor amb valors que oscil·len entre 1 i 1,77 depenen de r / L .

- Càlcul del pes dels equips

Per realitzar un càlcul acurat del pes dels equips aquests es separen en les seves parts cilíndriques i els seus fons.

Per el càlcul del pes del cilindre es segueix el procediment descrit a l'apartat del disseny de tancs, (11.1.). Coneixent que la densitat de l'AISI 304 és 7850 kg/m^3 , es troba que:

$$\text{Pes Cilindre 1era etapa: } \frac{\pi}{4} \cdot ((D + 2 \cdot t)^2 - D^2) \cdot h_{\text{cilindre}} \cdot \rho_{\text{accer}} = 474,44 \text{ kg}$$

$$\text{Pes Cilindre 2na etapa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D + 2 \cdot t)^2 - D^2) \cdot h_{\text{cilindre}} \cdot \rho_{\text{accer}} = 1050,21 \text{ kg}$$

S'ha considerat que h_{cilindre} , l'altura del cilindre, de la primera etapa és igual a 2,40 m, i que el de la segona etapa és igual a 3,4 m, i que entre el fons i el sostre torisfèric sumaven els 60 cm restants.

Pel càlcul del pes dels fons torisfèrics s'ha utilitzat la següent equació:

$$\text{Pes Fons torisfèric} = V_{\text{PT}} \cdot \rho$$

On:

V_{pt} = Volum de placa de fons torisfèric, m^3 .

ρ = Densitat del material de construcció, kg/m^3 .

Per trobar el volum de placa de fons torisfèric es calcula la diferència entre el volum exterior del fons torisfèric i el seu volum interior.

$$V_{\text{PT}} = V_{\text{FT,ext}} - V_{\text{FT,int}}$$

On:

V_{FT} = Volum del fons torisfèric, m^3 .

Per trobar el volum interior del fons torisfèric s'utilitzen la següent equació, trobada a la bibliografia (Perry, 1999).

$$V_{FT,int} = 0,0809 \cdot L_{int}^3 \qquad V_{FT,ext} = 0,0809 \cdot L_{ext}^3$$

On:

L_{int} = Diàmetre del cilindre, m.

$L_{ext} = L_{int} + 2 \cdot t_{torisfèric}$, m.

$t_{torisfèric}$ = Gruix de xapa del fons torisfèric, m

Els resultats trobats han estat:

Pes Torisfèric 1era etapa de reacció: 76,60 kg

Pes Torisfèric 2na etapa de reacció: 143,58 kg

Per trobar el pes de l'equip buit, s'ha de seguir la següent formula:

Pes equip buit = pes cilindre + 2·pes fons + pes agitador

Per trobar el pes de l'equip en operació:

Pes equip en operació = Pes equip buit + $V_{equip} \cdot \rho_{fluid\ operació}$

Si el fluid d'operació té una densitat inferior a la de l'aigua, és convenient tenir en compte el pes de l'equip ple d'aigua, ja que és el tipus de fluid que s'utilitza més habitualment per realitzar proves.

- **Càlcul de l'agitador**

Per fer una bona elecció del tipus d'agitador cal considerar tant les característiques de la mescla a agitar com la finalitat que té aquesta agitació. En el nostre cas, la mescla reactant no mostra una viscositat excessiva, i l'objectiu de l'agitació és homogeneïtzar el contingut al reactor, evitant que apareguin gradients de temperatura.

Si la transferència de calor fos un element crític, s'hauria optat per un agitador d'àncora, però com que el nostre reactor, aquesta transferència de calor ve principalment duta a terme per el bescanviador extern, s'opta per un agitador de turbines de doble pala.

En el segon reactor que té una forma de turbina més accentuada, s'opta per ña col·locació de dos turbines, una acoblada a la part inferior i l'altre a una part més superior, aconseguint així una bona homogeneïtzació del tanc, i que la seva geometria en forma de columna no esdevingui un problema.

Dimensionament de l'agitador

Primerament, com que l'agitador a dissenyar tindrà una geometria centrada al mig del reactor, es fa necessària la instal·lació de bafles per evitar l'aparició de vòrtex, fet que dificultaria l'operació del reactor. S'instal·laran 4 bafles, tenint en compte la següent equació.

$$w1 = \text{Amplada bafle} = \frac{1}{12} \cdot D_1$$

On:

D_1 = Diàmetre del reactor = 2m en la primera etapa i 2,5 m en la segona.

Conseqüentment:

Amplada bafle primera etapa = 0,166 m \approx 0,17 m.

Amplada bafle segona etapa \approx 0,2 m.

El diàmetre de les turbines (d_1) té un valor típic que està entre la meitat i un terç del diàmetre del reactor, segons s'ha trobat en la bibliografia (Perry, 1999). Aplicant aquesta regla es decideix que per les dos etapes:

$$d_1 = 1 \text{ m}$$

A la mateixa font bibliogràfica s'ha trobat que l'amplada de la turbina (W_2) es regeix per la següent correlació:

$$W_2 = 0,2 \cdot d_1$$

S'obté que:

$$W_2 = 0,20 \text{ m}$$

La distancia entre la turbina inferior i el fons del reactor (h_1) ve donat per la següent equació:

$$h_1 = 0,16 \cdot D$$

S'obté:

$$h_1 = 0,32 \text{ m}$$

- **Càlcul de la potència dels agitadors.**

Aquest factor es pot calcular a partir del número de potencia (N_p), a partir de la següent equació:

$$P = N_p \cdot d_1^5 \cdot N^3 \cdot \rho$$

On:

P = Potencia necessària per l'agitador (W)

N_p = Número de potencia

d_1 = Diàmetre de l'agitador (m)

N = revolucions de l'agitador (rps)

ρ = densitat del fluid (kg/m^3)

El número de potencia s'obté consultant una gràfica de la bibliografia (Sinnott, 1983), en que depèn del número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{d_1^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

on:

μ = viscositat del fluid ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)

$$N = 1 \text{ rps}$$

Al ser la viscositat de la mescla $5,4 \cdot 10^{-4} \text{ kg/m}\cdot\text{s}$ i la densitat de la mescla 1100 kg/m^3 , els valors dels Reynolds obtinguts són:

$$Re = 2037037$$

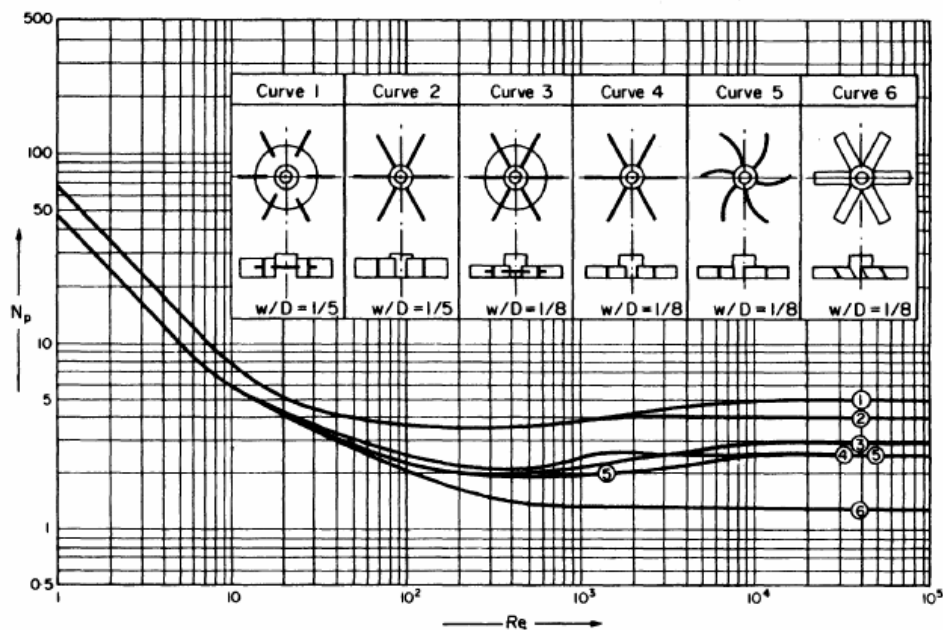


Fig 3: Nombre de potència en front al nombre de Reynolds

Es pot observar en el gràfic que N_p serà 5.

Amb aquestes dades ja es pot obtenir que la potència necessària en cada una de les etapes serà:

$$P = 1100 \text{ W}$$

Per fer front al fet que el reactor de la segona etapa té un rati alçada / diàmetre important, s'ha decidit instal·lar dos turbines a diferents alçades, garantint així l'homogeneïtat de la mescla.

La potència de l'agitador en aquesta etapa, per tant, passa a ser el doble, i serà de 2200 W.

Una forma interessant d'analitzar qualitativament la potència requerida, és dividint la potència de l'agitador entre el volum del tanc agitar. Els resultats obtinguts per els dos tipus de reactor del sistema són:

$$\frac{P \text{ primera etapa}}{\text{Volum primera etapa}} = \frac{1100W}{8m^3} = 137,6 \frac{W}{m^3}$$

$$\frac{P \text{ segona etapa}}{\text{Volum segona etapa}} = \frac{2200W}{16m^3} = 137,5 \frac{W}{m^3}$$

Aquest valors són els que corresponen a una agitació entre suau i mitjana, adient per mesclar i millorar la transferència de calor, com es pot veure a la següent taula. Per tant es pot afirmar que l'agitació dissenyada és l'adient pel sistema.

Table 10.14. Power requirements — baffled agitated tanks

Agitation	Applications	Power, kW/m ³
Mild	Blending, mixing	0.04–0.10
	Homogeneous reactions	0.01–0.03
Medium	Heat transfer	0.03–1.0
	Liquid-liquid mixing	1.0–1.5
Severe	Slurry suspension	1.5–2.0
	Gas absorption,	1.5–2.0
	Emulsions	1.5–2.0
Violent	Fine slurry suspension	>2.0

Fig.4: Avaluació qualitativa de l'agitació en tancs agitats

- Aïllant

Per trobar el volum d'aïllant necessari pels equips s'ha utilitzat el programa Isover – Induver, prenent com a consideracions de disseny que la temperatura ambiental serà de 25°C i que es pretén que la temperatura de la superfície externa de l'aparell sigui de 32°C. Els revestiments exteriors seran de alumini brillant.

- **Balanç d'energia al segon reactor**

En el segon reactor s'ha volgut que la calor que despendrà el 5% de calor que hi tindrà lloc fos suficient per pujar la temperatura fins a 95°C, la temperatura d'operació desitjada. D'aquesta manera es vol aconseguir que el reactor operi de manera autotèrmica.

Utilitzant el balanç següent es va poder determinar a quina temperatura havia d'estar l'aliment per assolir els objectius proposats.

Com que a la primera etapa de reacció ja es consumeixen un 95% del ciclohexanol total entrant, en aquest etapa només hi reaccionaran un 5%.

$$\sum m_E \cdot C_p \cdot (T_E - T_{ref}) - \frac{m_{kE}}{PM \cdot v_k} \cdot X_k \cdot \Delta H = \sum m_S \cdot C_p \cdot (T_S - T_{ref})$$

$$95325 \frac{kg}{h} \cdot 0,789 \frac{kCal}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (T_E - T_{ref}) - \frac{3000 \frac{kgCiclohexanol}{h}}{100,16 \cdot 10^{-3} \frac{kg}{molCiclohexanol}} \cdot 0,05 \cdot 193 \frac{kCal}{molCiclohexanol} =$$

$$= 95325 \frac{kg}{h} \cdot 0,789 \frac{kCal}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (95^\circ C - T_{ref})$$

Establint $T_{ref} = 0^\circ C$ es troba que T_E ha de ser 86,7°C, i és amb aquest objectiu que es dissenya el bescanviador preescalfador.

Per fer front a possibles pertorbacions en el grau de conversió que arriba la mescla a la segona etapa, s'equipa el reactor amb una camisa per on hi circularà aigua de refrigeració. La capacitat de bescanvi de la camisa es calcula de forma següent:

$$Q = U \cdot A \cdot (T_R - T_{AR})$$

On:

A = Àrea de bescanvi entre el reactor i la camisa , el 95% de la superfície superfície cilíndrica, $25,2\text{m}^2$.

U = Coeficient global de Calor, $500\text{ W/m}^2\cdot^\circ\text{C}$.

T_R = Temperatura del reactor, 95°C .

T_{AR} = Temperatura mitja entre l'entrada i la sortida que tindrà l'aigua de refrigeració, 35°C .

Es troba que $Q = 649363\text{ kCal/h}$, que equival a la calor que desprèn aproximadament en reaccionar un 6% del ciclohexanol total entrant a la zona de reacció.

Les necessitats d'aigua que es tindrien en aquest cas, establint que l'aigua s'escalfaria de 29 a 42°C , serien:

$$m_{H_2O} = \frac{Q}{C_p \cdot (\Delta T)} = \frac{649363 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}}{1 \frac{\text{kCal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (42 - 29^\circ\text{C})} = 49951 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

- **Disseny de la camisa**

Per realitzar el disseny de la camisa, es pren en consideració quines són les necessitats de refrigerant, en cabal volumètric, que es tindrà.

En la camisa del segon reactor, en les condicions en que es necessiti màxim cabal, aquest serà de $49,591\text{ m}^3/\text{h}$.

Seguidament, es calcula quin ha de ser el diàmetre de la mitja canya per aconseguir que el fluid circuli a una temperatura apropiada, que en el cas de líquids estarà entre els 1 i 3m/s .

En el present cas, es selecciona una velocitat de 3m/s per el cabal mencionat, ja que serà un valor màxim. Per calcular el diàmetre s'utilitzen les següents formules:

$$Q_v = v \cdot A_{\frac{1}{2} \text{ canya}}$$

$$A_{\frac{1}{2} \text{ canya}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\frac{1}{2} \text{ canya}}^2$$

$$D_{\frac{1}{2} \text{ canya}} = \sqrt{\frac{Q_v \cdot 4}{v \cdot \pi}}$$

On:

Q_v = Cabal volumètric de refrigerant, m³/s.

$A_{\frac{1}{2} \text{ canya}}$ = Àrea de pas de la mitja canya, m².

$D_{\frac{1}{2} \text{ canya}}$ = Diàmetre de la mitja canya, m.

v = Velocitat de pas, 1- 3 m/s.

El diàmetre de la camisa utilitzada en la segona etapa de reacció és d'10,16 cm.

S'ha trobat en la bibliografia (Sinnott, 1983) que els diàmetres habituals d'aquestes camises de mitja canya, a la indústria, van de 6 a 12 cm.

11.2.2. Disseny del tanc de dissolució

El disseny del tanc de dissolució s'ha dut a terme en base a una informació trobada a la bibliografia (Hartmann, H. et al, 2005), en que s'indica que una bona referència per assegurar la completa dissolució de compostos sòlids en aigua és que el temps de residència sigui un ordre de magnitud superior al temps de mescla.

També s'ha trobat (Paul, E.L et al, 2002) la següent equació adimensional, que permet trobar el temps de mescla de tancs agitats amb règim turbulent per assolir una homogeneïtat del 95% en el contingut del tanc.

$$Np^{\frac{1}{3}} \cdot Re = \frac{5.2}{Fo}$$

On:

$$Np = \text{Nombre de potència} = \frac{P}{d^5 \cdot N^3 \cdot \rho}$$

$$Re = \text{Nombre de Reynolds} = \frac{d^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$Fo = \text{Nombre de Fourier} = \frac{\rho \cdot D^2}{\mu \cdot \theta}$$

P = Potència agitador, W.

d = Diàmetre agitador, m.

N = Velocitat de l'agitador, rps.

ρ = Densitat del fluid, kg/m³

μ = Viscositat del fluid, kg/m·s

D = Diàmetre tanc, m.

θ = Temps de mescla, s.

S'ha desenvolupat l'equació, i s'ha arribat a la següent equació:

$$\theta = \frac{5,2 \cdot D^2 \cdot \rho^{\frac{1}{3}}}{P^{\frac{1}{3}}}$$

Per poder prosseguir amb el disseny, s'ha decidit que la potència de l'agitador seria 100 W/m^3 de reactor, en consonància amb la figura 4, que estableix aquesta és un valor adequat per la mescla i barreja dels continguts d'un tanc.

També s'ha establert que el tanc tindria forma cilíndrica, amb alçada igual a 1,5 cops el diàmetre del tanc.

Arriats aquest punt, s'efectua un procediment de prova i error per determinar un volum de tanc que complís que el seu temps de residència fos uns 10 cops superior al temps de mescla:

$$V_{\text{sup}} \rightarrow \tau = \frac{V_{\text{sup}}}{Q_v} \rightarrow D = \left(\frac{V_{\text{sup}} \cdot 4}{1,5 \cdot \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \rightarrow P = 100 \cdot V \xrightarrow{\text{Eq}\theta} \theta \rightarrow 10 \cdot \theta \approx \tau??$$

Un cop es troba el volum que compleix els requeriments, ja es pot dir que els valors trobats de potència, diàmetre i temps de residència són els escollits.

El disseny del tanc de dissolució de la zona de reacció que s'ha donat per satisfactori ha tingut els següents valors:

$$Q_v = \frac{92000 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 92 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\tau = 2,5 \text{ min} \rightarrow V = \tau \cdot Q_v = 3,83 \text{ m}^3$$

$$\frac{h}{D} = 1,5 \rightarrow D = 1,5 \text{ m} \quad h = 2,2 \text{ m}$$

$$\theta = \frac{5,2 \cdot D^2 \cdot \rho^{\frac{1}{3}}}{P^{\frac{1}{3}}} = \frac{5,2 \cdot 1,5^2 \cdot 1000^{\frac{1}{3}}}{\left(100 \frac{\text{W}}{\text{m}^3} \cdot 3,83 \text{ m}^3 \right)^{\frac{1}{3}}} = 16,11 \text{ s.}$$

Per el valor de P (potència de l'agitador) s'ha seguit els valors proposats a la figura 4 per quan es vol aconseguir una homogeneïtzació i mescla dels continguts del tanc.

Es comprova que el resultat compleix la condició de disseny:

$$16,1 \text{ s} \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \cdot 10 = 2,69 \text{ min} \approx \tau = 2,5 \text{ min}$$

Per la realització del disseny mecànic del tanc de dissolució, s'ha seguit el mètode ASME, descrit anteriorment en l'apartat de disseny de tancs (11.1.)

Amb els gruixos trobats, s'ha pogut calcular el pes de l'equip, donant els següents resultats:

Pes cilindre = 356,36 kg.

Pes fons torisfèric = 61,21 kg.

11.2.3. Disseny del tanc de pulmó

Pel disseny del tanc de dissolució, s'ha establert com a objectiu que aquest fos capaç de contenir un volum de NML (Nitric Mother Liquor) prou gran per poder contrarestar fluctuacions en el cabal d'entrada, fent que el cabal de sortida pugui romandre constant. També es vol que en cas d'aturada de la planta, es pugui emmagatzemar en aquest tanc el volum suficient de corrent recirculat, és a dir, que el tanc ofereixi un temps de retenció suficient.

S'ha fet un estudi dels volums necessaris per emmagatzemar el cabal entrant en diferents quantitats de minuts. S'ha partit de la base que al tanc pulmó entren 76000 kg/h, amb una densitat de 1200 kg/h, el que equival a 63,33 m³/h.

Taula 11.5. Volum del tanc en funció del temps de retenció

Temps retenció (min)	Volum Tanc (m³)
4	4,22
5	5,28
7	7,39
8	8,44
10	10,56
13	13,72
15	15,83
20	21,11

S'escolleix el volum del tanc per un temps de retenció de 8 minuts, ja que es considera que és un temps prou bo i que el volum del tanc necessari no és excessiu.

El càlcul del volum i del pes del tanc es troba amb les següents dades:

Altura cilindre = 2,45 m

Gruix xapa cilindre = 4 mm

Tipus de sostre: Torisfèric

Tipus de fons: Pla

Altura sostre torisfèric: 0,35

$$\text{Volum cilindre} = \frac{\pi}{4} \cdot (2)^2 \cdot 2,45 = 7,696 \text{ m}^3$$

$$\text{Volum torisfèric} = 0,0809 \cdot (2)^3 = 0,647$$

$$\text{Pes cilindre} = \frac{\pi}{4} \cdot (2,08\text{m}^2 - 2\text{m}^2) \cdot 2,45\text{m} \cdot 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1208,41\text{kg}$$

$$\text{Pes torisfèric} = 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,0809 \cdot (2,01^3 - 2^3) = 76,59 \text{ kg}$$

11.3. DISSENY DEL BESCANVIADOR

Els bescanviadors de calor de carcassa i tubs que s'han dissenyat per aquesta planta han seguit el mètode de Kern. A continuació s'explicarà el procés pel disseny del bescanviador de calor extern que hi ha en la primera etapa de reacció. El disseny de la resta de bescanviadors ha seguit un disseny paral·lel a aquest.

L'objectiu del bescanviador de carcassa i tubs que es vol dissenyar és refredar un corrent provinent del primer reactor, de 172936 kg/h, des de 78°C fins a 50°C. El fluid de refrigeració que s'utilitza per aconseguir-ho és aigua de torre, que s'escalfarà des de 29 fins a 42°C, i que serà el fluid que passa per carcassa.

11.3.1. Procés de disseny

Mitjançant les propietats d'ambdós fluids i considerant els objectius als que es pretén arribar, es segueix el Mètode de Kern per al disseny de bescanviadors.

1.-Balanç tèrmic

Tenint en compte que el fluid provinent del reactor estarà més calent, és més corrosiu i presentarà més problemes d'embrutiment que el fluid refrigerant, es decideix que el primer sigui el que circularà per tubs i el segon el que circularà per carcassa. Les propietats dels corrents s'han trobat mitjançant els paquets termodinàmics del programa HYSYS, i venen resumits a la següent taula.

	tubs			Shell		
Propietats	Mescla reactant			Aigua		
	Entrada	Sortida	mitja	Entrada	Sortida	mitja
Fase	L	L		L	L	
Temperatura °C	78	50	64	29	42	35,5
Pressió (atm)	1	1	1	1	1	1
Cabal massic (kg/h)	172936	172936	172936	290010	290010	290010
Densitat (kg/m³)	1100	1137	1118,5	1001	994	997,5
Viscositat kg/m·s	0,0005389	0,0008536	0,00069625	0,0007484	0,0006274	0,0006879
Cp (J/kg°C)	3287	3240	3263,5	4190	4193	4191,5
Conductivitat (W/m°C)	0,5088	0,494	0,5014	0,6225	0,6399	0,6312

En aplicar el balanç tèrmic s'obté que el calor necessària per refredar el corrent de la mescla reactant és de 15.802.545 KJ/h. Aquesta calor és la que s'haurà d'emportar l'aigua de refrigeració, i conseqüentment el cabal d'aquesta que haurà de circular per la carcassa és de 290010 Kg/h.

$$\text{Balanç Tèrmic} \rightarrow Q = m_T \cdot c_{p_T} \cdot \Delta T_T = m_C \cdot c_{p_C} \cdot \Delta T_C$$

On:

Q = Calor a bescanviar, kJ/h

m_t i m_C = Cabal màssic per tubs i per carcassa, kg/h.

ΔT_t i ΔT_c = Diferència de temperatura entre l'entrada i la sortida dels fluids per tubs i per carcassa, °C.

C_{p_t} i C_{p_C} = Constants calorífiques pel fluid de carcassa i pel fluid de tubs, kJ/kg·°C

2.- Càlcul de DTML

2.1.- Tipus de circulació

Per tal de decidir si la circulació ha de ser en paral·lel o a contracorrent, s'han comparat els dos valors obtinguts de DTML, i s'ha seleccionat aquella circulació que té un valor major, ja que el gradient de temperatura és la força impulsora de la transferència de calor, i per tant, a major diferència de temperatura millor serà la transmissió de calor. Aquesta ha sigut la circulació a contra corrent, amb un valor de DTML= 27,83°C.

$$DTML_{CC} = \frac{(T_{C,SORT} - T_{T,ENT}) - (T_{C,ENT} - T_{T,SORT})}{\ln\left(\frac{T_{C,SORT} - T_{T,ENT}}{T_{C,ENT} - T_{T,SORT}}\right)}$$

2.2.- Decisió del número de passos per carcassa i per tubs

Inicialment es varen prendre com a nombre de passos per carcassa i per tubs 1, però a mesura que es va avançar en el disseny, es va fer evident que es necessitava augmentar el nombre de passos per tub per tal que la velocitat del fluid dels tubs estigués compresa entre 1 i 2 m/s, el marge requerit. Així, i com que ha de ser un nombre parell, el nombre de passos per tub final ha estat 6, mentre que el de nombre de passos per carcassa s'ha mantingut en 1.

3.- Correcció de DTML

El gradient de temperatures és funció del número de passos per tubs, així doncs si es varia aquest número el DTML s'ha de corregir, i s'obté llavors un valor $(DTML)_{corregida}$, inferior al DTML. El factor F amb el qual corregim la DTML és llegit gràficament, i és funció d'un paràmetre R i d'un paràmetre P. En la primera iteració realitzada el nombre de passos per tubs i carcassa és 1, i per tant no hi ha una variació de DTML degut a que la circulació serà 100% en contracorrent, i conseqüentment $F=1$. En el moment que el nombre de passos per tubs és 6 cal corregir DTML. Es troba que:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,4643 \quad P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,5714 \quad F = 0,94$$

Conseqüentment, $(DTML)_{corregida} = 40,588$.

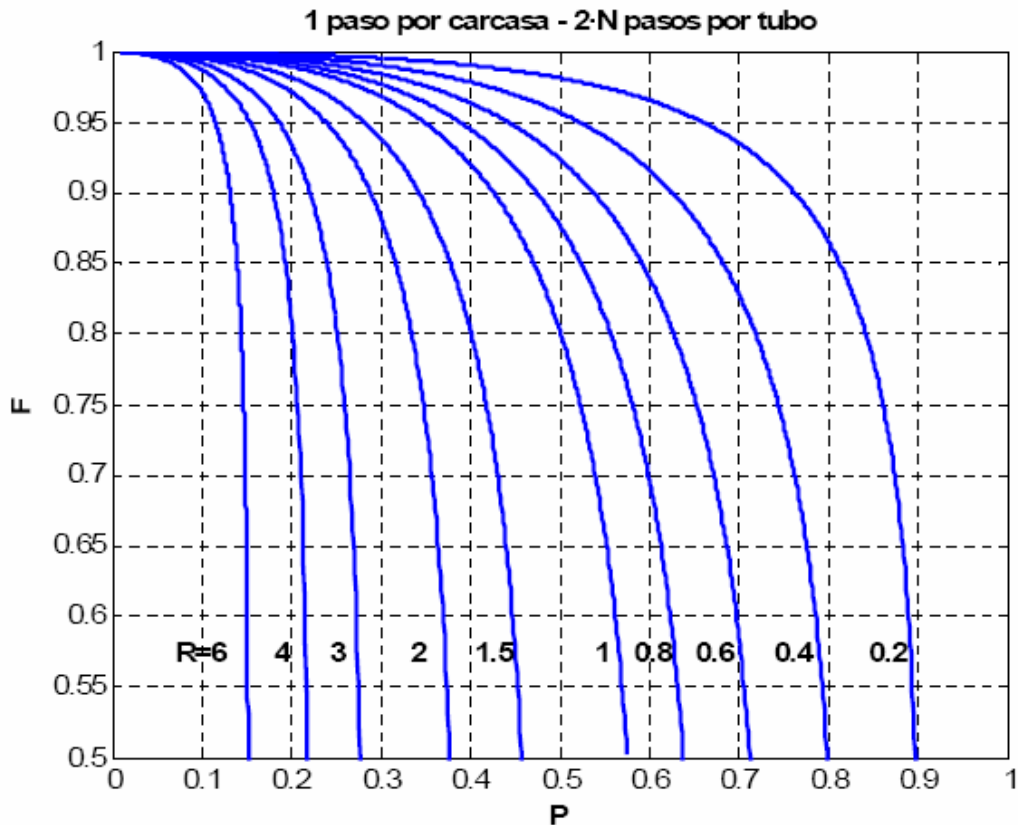


Fig 5: Correcció de la temperatura mitja logarítmica per 1 pas per carcassa i 2 o més passos per tubs

4.- Selecció del bescanviador

4.1.- Suposició del coeficient global inicial (U)

Considerant el sistema que s'estudia, es busquen a la bibliografia els valors típics de U i es determina que per aigua de torre com a fluid de servei i per dissolucions aquoses com a fluid de procés, el rang del coeficient global està entre 600 i 800 W/m²°C. Es pren un valor del coeficient global de 730 W/m²°C. Cal dir que el valor final de U (punt 7) ha d'estar sobredimensionat vers el suposat, amb un valor màxim de sobredimensionament al voltant del 15%.

Per fer aquesta primera aproximació s'ha utilitzat la figura següent:

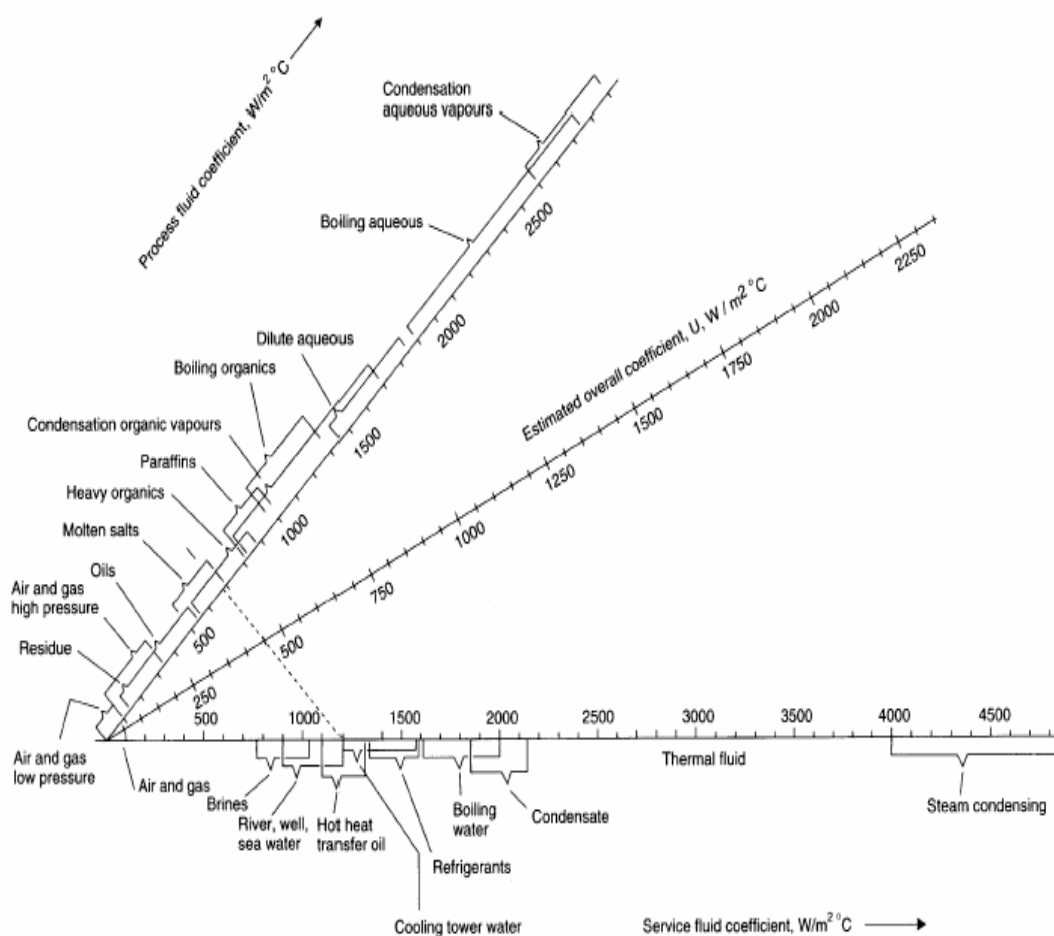


Fig 6: Coeficients globals de transferència de calor típics

4.2.- Càlcul de l'àrea total de bescanvi

L'àrea de bescanvi total que es necessita depèn del coeficient global U , del DTML corregit i de la calor total a transferir.

$$Q = U \cdot A \cdot \text{DTML}$$

L'àrea necessària és de 229,86 m².

4.3.- Selecció de les característiques dels tubs

El diàmetre extern dels tubs que s'ha pres és de 0.0381 m, ja que s'ha considerat necessari tenir tubs de diàmetre gran per facilitar la neteja i per evitar que es taponin els tubs en cas que precipités adípic.

També s'ha escollit un espessor de la paret important, ja que aquesta haurà d'estar en contacte amb un fluid fortament corrosiu, degut a la presència d'àcid nítric. El número

BWG serà el 14, que comporta un gruix de la paret de 0,211 cm. Com a conseqüència, el diàmetre intern dels tubs serà de 0.034 m.

La llargada dels tubs, que inicialment era de 1m s'ha anat modificant fins a 6 m, ja que la relació entre la seva llargada L i el diàmetre intern de la carcassa Dis ha d'estar en el rang de 4 a 6. Amb L=6 s'aconsegueix que $L/Dis = 4,1$.

4.4.- Distribució dels tubs

Es tria un pitch triangular, on seguint la recomanació del mètode de Kern val 1.25 cops el diàmetre extern del tub. Per a triar-lo s'aplica el criteri que general un pitch triangular proporciona altes velocitats de transferència de calor, que no hi haurà molt embrutiment pel costat de la carcassa, fet que provocaria que s'optés per un fluid quadrangular, i que les pèrdues de càrrega del sistema que s'ocasionen estan dins dels rangs permesos.

4.5.- Carcasses

El diàmetre de la carcassa és funció del diàmetre del feix de tubs. El diàmetre del feix de tubs alhora és funció del nombre de tubs, del pitch, i del nombre de passos per tubs. Així doncs es troba que en la iteració final per a 6 passos per tubs el número de tubs és:

$$N_t = \frac{A_{total}}{A_t} = \frac{A_{total}}{\pi \cdot D_E \cdot L} = 321$$

On : N_t = Número de tubs.

A_{total} = Àrea total de bescanvi, [m²].

D_E = Diàmetre extern dels tubs, [m].

L = Longitud dels tubs, [m].

Que el diàmetre del feix de tubs (D_b) és:

$$D_b = D_E \cdot \left(\frac{N_T}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 1,085 \text{ m.}$$

On: K_1 = Constant que per pitch triangular i 6 passos per tub val 0,0743.

n_1 = Constant que per pitch triangular i 6 passos per tub val 2,499.

El diàmetre de carcassa es llegeix gràficament, sent funció del diàmetre del feix de tubs i del tipus de capçal triat. En aquest cas es tria un capçal tipus *Outside packed floating head*, que és flotant, fet que facilitarà la neteja dels tubs. S'obté un diàmetre intern de carcassa de 1,47 m.

4.6.- Càlcul de la superfície de bescanvi d'un tub (A_t)

L'àrea de bescanvi d'un tub es calcula amb la condició que $4 < L/Dis < 6$ sigui, on Dis és el diàmetre intern de la carcassa. Un cop complerta aquesta condició es troba que l'àrea de bescanvi d'un tub és de 0.718 m^2 .

4.7.- Selecció del número de passos per tub n_{pt} mitjançant velocitats típiques

Coneixent com a típiques valors de la velocitat del líquid de procés entre 1 i 2 m/s i del líquid per carcassa entre 0.3 i 1 m/s, s'obté que per 6 passos per tub la velocitat per tubs és de 0,9, molt a prop del rang òptim, i que es dona per vàlid.

$$v_t = \frac{m_t}{\rho \cdot A_{pas1tub} \cdot N_{tp}} = 0,9$$

On: v_t = Velocitat per tubs, [m/s]

ρ = Densitat del fluid per tubs, [kg/m^3]

$$A_{pas1tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = 9,02 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 = \text{Àrea de pas d'un tub}$$

N_{tp} = Número de tubs per pas, número de tubs entre numero de passos per tub, 54.

4.8.- Determinació del nombre de pantalles deflectores i la separació entre elles

S'ha triat un Baffle cut del 25%. Per tal de trobar l'espaiat entre pantalles (l_b) òptim en el nostre bescanviador, s'han provat diferents valors de l_b (de 0,3 a 0,7 el diàmetre de carcassa). Els valors finals dels coeficients de transferència de calor i de la pèrdua de pressió depenen d'aquest l_b . Amb la condició que aquests valors estiguin compresos en els seus rangs típics es determina que el millor espaiat entre pantalles és de 0.4 cops el diàmetre de carcassa, fent que s'hagin d'instal·lar un total de 10 pantalles.

$$n^{\circ} \text{ pantalles deflectores} = \frac{L}{l_b} - 1 = 9,39 \rightarrow 10.$$

5.- Correcció del valor de U del bescanviador

En aplicar a l'equació pertanyent el valor final de $(DTML)_{\text{corregida}}$ s'obté que

$$U_{\text{corregida}} = 728 \text{ W/m}^2\text{°C}.$$

6.- Determinació U del bescanviador a partir del càlcul dels coeficients individuals i factors d'embrutiment.

6.1 Coeficient de convecció costat tub**6.1.1 Determinació de les propietats físiques del fluid**

Les propietats del fluid ja estan definides prèviament.

6.1.2 Secció de pas

L'àrea de pas d'un tub és $0,000902 \text{ m}^2$ i l'àrea de pas de tots els tubs ($Apas_t$) és $0,046 \text{ m}^2$.

6.1.3 Diàmetre equivalent costat tubs (D_{eq}).

$$D_{eq} = 0.03388 \text{ m}.$$

6.1.4 Càlcul de flux massic per unitat d'àrea. Densitat de flux massic (G_{tub}).

$$G_{tub} = \frac{m_t}{Apas_t} = 986,051 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

6.1.5 Càlcul dels números de Reynolds i Prandtl

$$Re = \frac{D_I \cdot G_{tub}}{\mu} = 48016,57 \qquad Pr = 4,53$$

6.1.6 Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor al costat dels tubs (h_t) a partir de transferència de calor (j_h).

Es troba j_h a partir de la figura següent, on depèn del nombre de Reynolds i del quocient longitud del tub entre el seu diàmetre intern, que és 177'09.

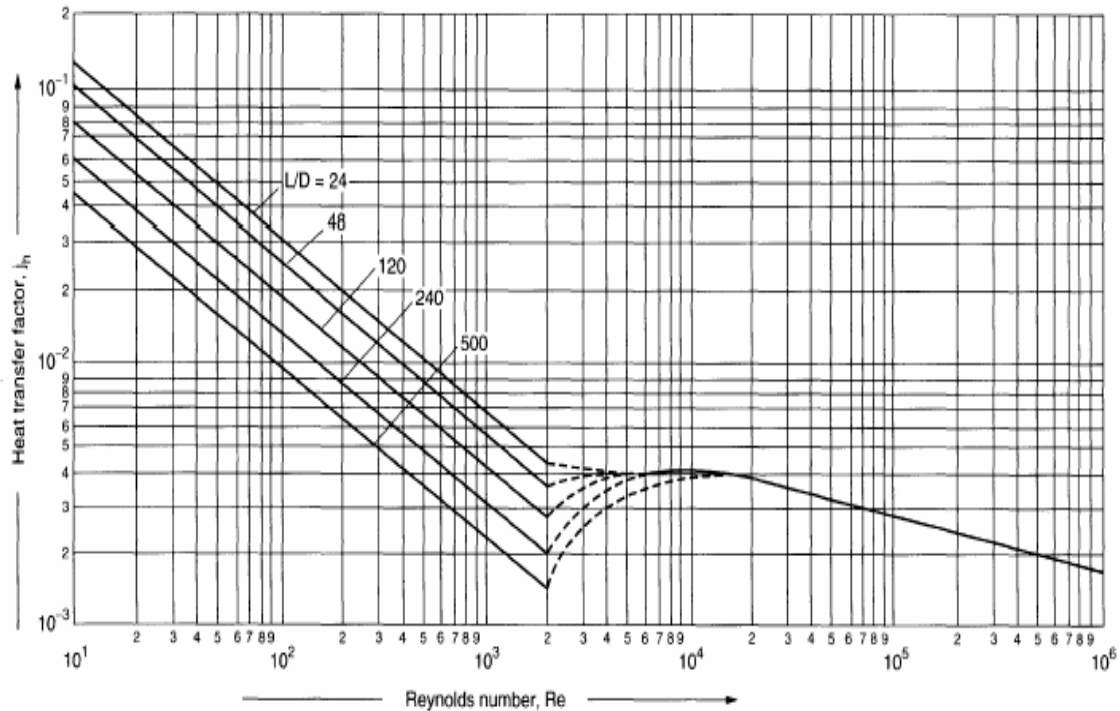


Fig 7: Factor de transferència de calor pel fluid de tubs.

Es troba que $j_h = 3,60 \cdot 10^{-3}$, i trobem que:

$$h_t = \frac{k \cdot j_h \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}^{0,33}}{D_i} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 4212,93 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

Si es compara amb els valors del rang típic dels coeficients individuals per solucions aquoses ($1500-12000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$) es veu que és un valor vàlid. El canvi de viscositat entre el sí del fluid i la temperatura de la paret ha estat negligible, ja que la temperatura de la paret serà de 59°C , mentre que la temperatura mitjana del fluid és 60°C .

6.2 Coeficient de convecció costat carcassa.

6.2.1 Càlcul de l'àrea transversal de la carcassa (A_{ST})

$$A_{ST} = \frac{l_B \cdot D_S \cdot (\text{pitch} - D_E)}{\text{pitch} \cdot n_{ps}}$$

L'àrea transversal de carcassa per $l_b=0.4 \cdot D_s$ ha estat $0,1664 \text{ m}^2$. Per els lbs superiors, que han estat finalment descartats, l' A_{ST} assoliria valors majors.

6.2.2 Càlcul del cabal màssic per unitat d'àrea (G_s) i de la velocitat de carcassa (v_s).

Es troba que:

$$G_s = \frac{M_s}{A_{ST}} = 468,73 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \cdot \rho_s} = 0,4699 \frac{\text{m}}{\text{s}},$$

S'aprecia que el valor de la velocitat del fluid per carcassa es troba dins dels valors típics ($0.3-1 \frac{\text{m}}{\text{s}}$). Cal destacar que per l_b a partir de 0.7 cops el diàmetre de carcassa ja

no s'estava en aquest rang, ja que s'assolien valors inferiors als $0.3 \frac{\text{m}}{\text{s}}$.

6.2.3 Càlcul del diàmetre equivalent de carcassa (d_{eq})

Per pitch triangular i diàmetre extern $38,1 \text{ mm}$, es troba que :

$$d_{eq} = \frac{1,1}{D_E} \cdot \left(pitch^2 - 0,917 \cdot D_E^2 \right) = 0,02705 \text{ m}.$$

6.2.4 Càlcul del Reynolds de carcassa (Re_s)

$$Re_s = \frac{d_{eq} \cdot G_s}{\mu_s} = 18433,5$$

6.2.5 Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor (h_s)

El coeficient individual de transmissió de calor s'obté de la següent equació:

$$h_s = \frac{k \cdot j_h \cdot Re \cdot Pr^{0,33}}{d_{eq}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Es busca el valor de j_h a partir de la següent figura, on depèn del nombre de Reynolds de carcassa i del Baffle cut, trobant que $j_h = 4,5 \cdot 10^{-3}$. Així $h_s = 3195,76 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$, que està entre els valors típics corresponents a quan el fluid de servei és aigua (1500-12000 $\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$). Per valors de lb superiors s'obtenien coeficients inferiors.

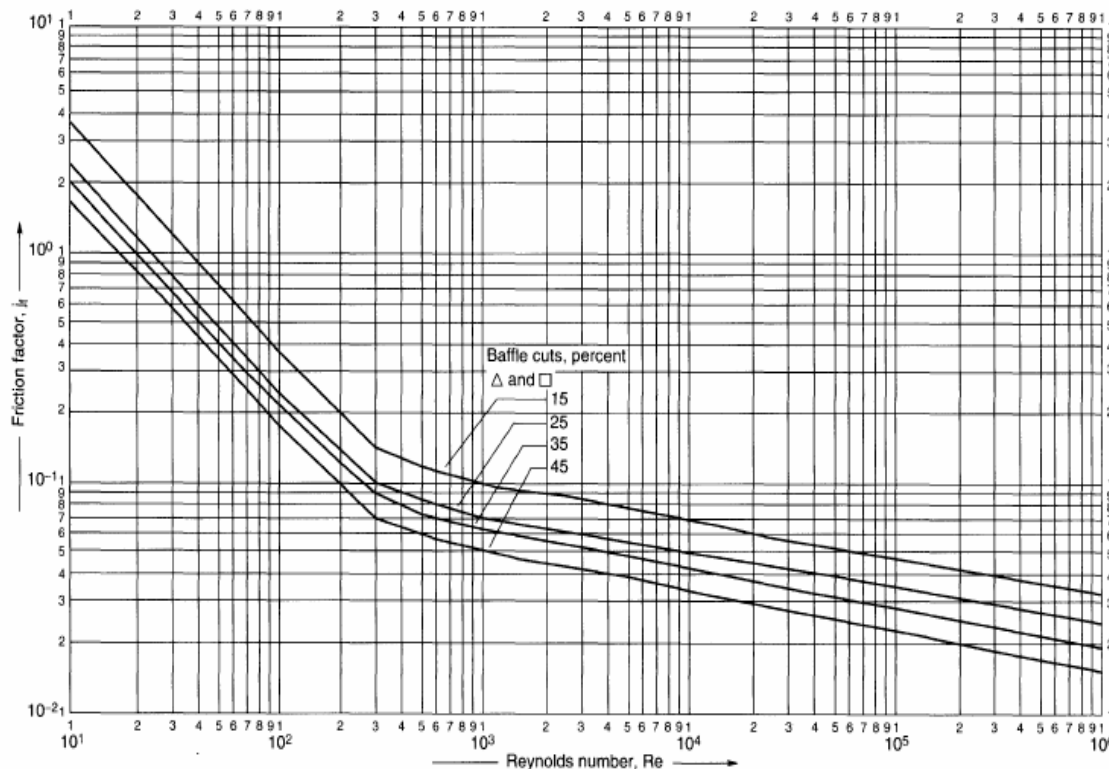


Fig 8: Factor de transferència de calor pel fluid de carcassa

7.- Càlcul del coeficient global U a partir dels coeficients individuals (en aquest cas referit a l'àrea externa) U_R .

El material triat per els tubs és l'acer inoxidable, i la seva conductivitat calorífica és $45,283 \text{ W/m} \cdot \text{s} \cdot ^\circ\text{C}$.

El coeficient d'embrutiment per el cantó del tub es busca a la bibliografia (Sinnott, 1983), on es troba que per la mescla reactant, que circularà pels tubs, un valor típic de coeficient d'embrutiment és $h_{rt} = 3000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, i que per aigua de torre, un valor representatiu serà $h_{rs} = 4000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

Per trobar el valor real del coeficient global de transferència de calor (U_{Real}), s'aplica la següent equació:

$$\frac{1}{U_{Real}} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{rs}} + \frac{D_E \cdot \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2 \cdot k} + \frac{D_E \cdot 1}{D_I \cdot h_{rt}} + \frac{D_E \cdot 1}{D_I \cdot h_t}$$

Operant es troba que la $U_R = 830,8 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$, el que representa un sobredimensionament d'entre un 10 i un 15% respecte al coeficient global suposat, i per tant es dona per bo el disseny. Per l_b s superiors a 0'4 s'observà que el bescanviador estava infradimensionat.

8.- Càlcul de les pèrdues de pressió

Per trobar les pèrdues de pressió es consideren les contraccions i les expansions, utilitzant-se les següents equacions:

$$\Delta P_{tubs} = 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{D_i} \right) \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

On j_f és el factor de fricció pel fluid de tubs, que es pot trobar a la següent figura. Pel bescanviador dissenyat, $j_f = 3,2 \cdot 10^{-3}$

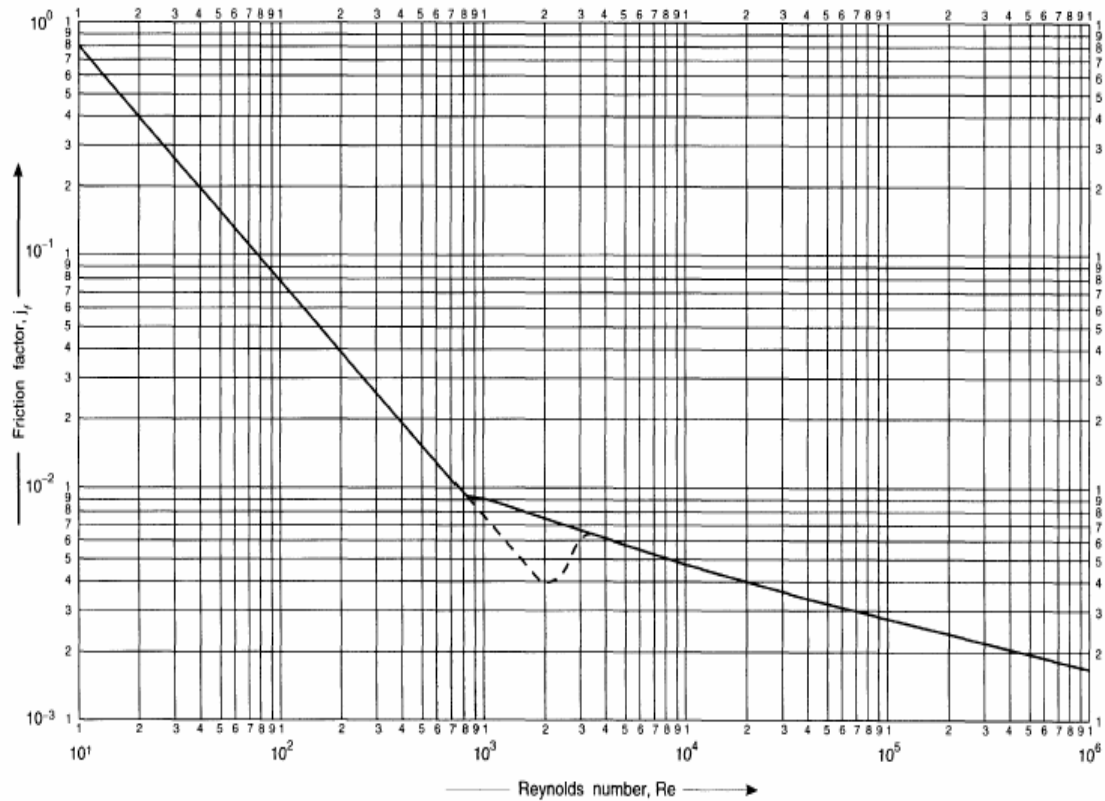


Fig 9: Factor de fricció pel fluid de tubs

Pel cantó de carcassa, les pèrdues de càrrega es calculen amb la següent equació:

$$\Delta P_{\text{shell}} = n_t \cdot 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{B} \right) \cdot \left(\frac{D_s}{D_{eq}} \right) \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

On j_f és el factor de fricció pel fluid de carcassa, que es pot trobar a la figura següent.

Pel bescanviador dissenyat, $j_f = 6 \cdot 10^{-2}$

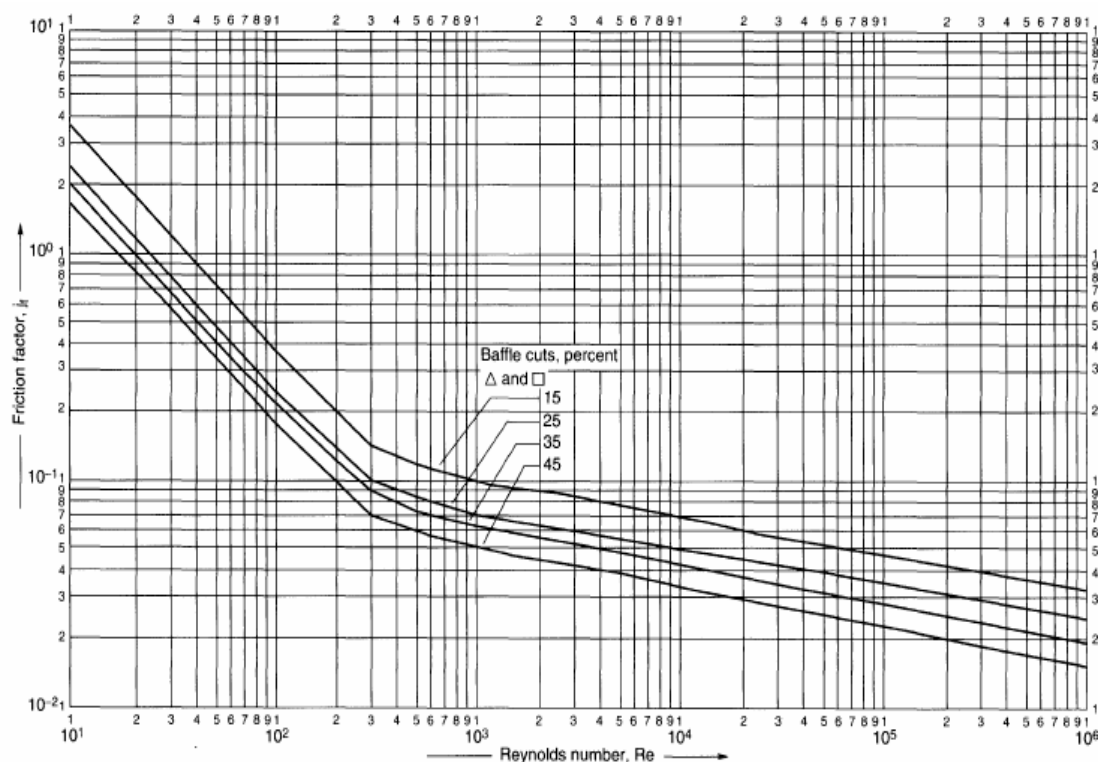


Fig 10: Factor de fricció pel fluid de carcassa

Es troba els següents valors:

$$\Delta P_{\text{tubs}} = 18714,2 \text{ N/m}^2$$

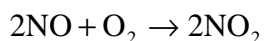
$$\Delta P_{\text{shell}} = 32866,115 \text{ N/m}^2$$

Per els dos fluids utilitzats, la seva pèrdua de pressió no hauria de superar els 50 – 70 kN/m², i al no fer-ho es dona per bo el bescanviador dissenyat .

11.4. DISSENY DEL BLEACHER

El bleacher permetrà separar els gasos que quedin al líquid a través d'un corrent d'aire que els arrossegà cap a la part superior. D'aquesta manera el corrent inferior de sortida contindrà líquids amb una concentració pràcticament nul·la de gasos i el corrent superior portarà els gasos arrossegats juntament amb l'aire que s'hi ha introduït.

A més a més de la funció de separació d'aquestes dues fases, l'aport d'oxigen al bleacher permet que tingui lloc la següent reacció:



D'aquesta manera s'aconsegueix transformar pràcticament tot el NO en NO₂, compost que podrà ser transformat en àcid nítric al absorbidor. Tot i això, la major part del monòxid de nitrogen passarà a NO₂ a la canonada que va a parar al absorbidor.

11.4.1. Disseny funcional

S'ha considerat que el bleachet opera amb un 99% de rendiment fent ús de dades bibliogràfiques (Castellan,19), 1 atm de pressió i a uns 75°C.

Taula 11.6: Condicions d'entrada

Component	Kmol/h
Àcid Adípic	75,6
Àcid Glutàric	8,5
Àcid Nítric	588
Àcid Succínic	2,13
Aigua	1875

On:

G' és el cabal de gas d'inherts (N₂ i O₂),

L' és el cabal de líquid d'inherts (Àcid adípic, succínic, glutàric, nítric i aigua), en kmol/h

X₀ és la raó molar de NO, N₂O i CO₂ en el líquid d'entrada

X_{sort} és la raó molar de NO, N₂O i CO₂ en el líquid de sortida

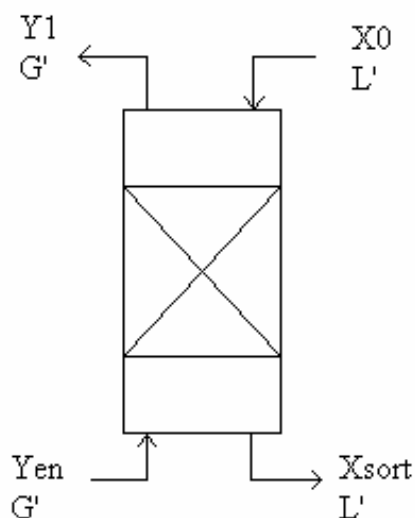
Y_{en} és la raó molar de NO, N₂O i CO₂ en el gas d'entrada

Y_{sort} és la raó molar de NO, N₂O i CO₂ en el gas de sortida

- Càlcul de les variables d'entrada i sortida**

Cabal d'aire G' = 66 kmol/h

Cabal de líquid L' = Σ(Cabals líquids d'entrada)



$$L' = 75,6 + 8,5 + 588 + 2,13 + 1875 = 2549 \text{ kmol/h}$$

$$Y_{en} = 0 \text{ (l'aire d'entrada no porta NO, NO}_2\text{, N}_2\text{O o CO}_2\text{)}$$

$$Y_1 = \Sigma(\text{Cabals gasos dissolts al líquid}) \cdot \text{Rendiment}(0,99) / \text{Cabal d'aire}$$

$$Y_1 = \frac{(2,59 + 13,58 + 14,7)}{66} = 0,46$$

$$X_0 = \frac{\Sigma \text{Cabals gasos dissolts al líquid}}{\Sigma \text{Cabals líquids d'entrada}}$$

$$X_0 = \frac{2,59 + 13,58 + 14,7}{75,6 + 8,5 + 588 + 2,13 + 1875} = 0,012$$

$$X_{\text{sort}} = \frac{(\Sigma \text{Cabals gasos dissolts al líquid}) \cdot (1 - \text{Rendiment})}{\Sigma \text{Cabals líquids d'entrada}}$$

$$X_{\text{sort}} = \frac{(2,59 + 13,58 + 14,7) \cdot (1 - 0,99)}{75,6 + 8,5 + 588 + 2,13 + 1875} = 1,21\text{E} - 04$$

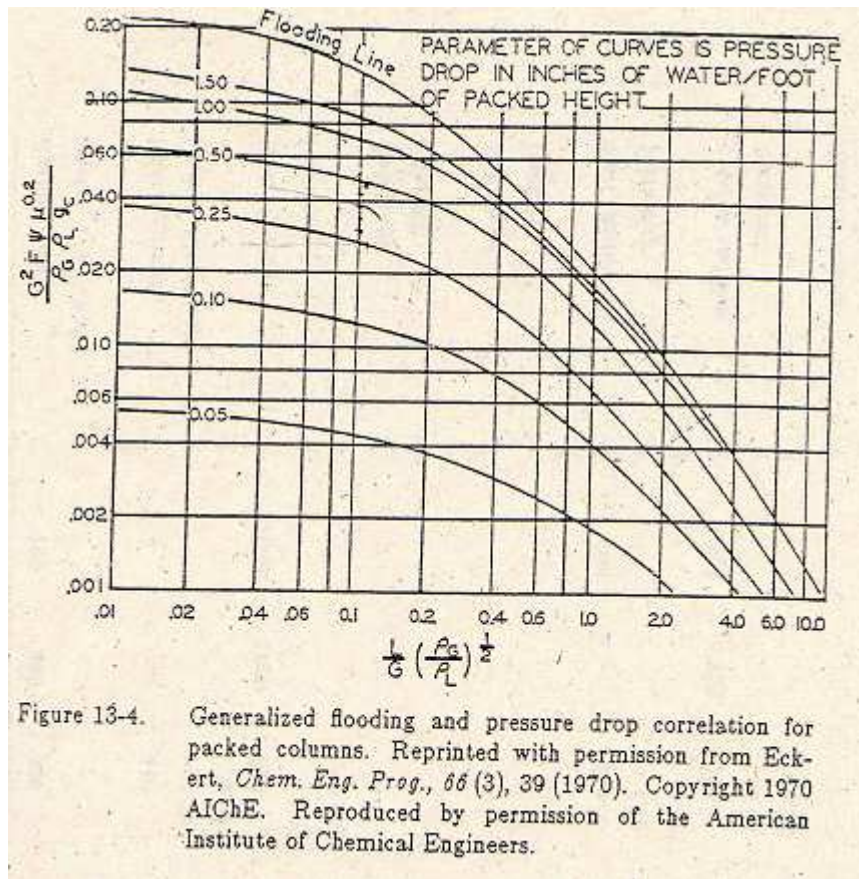


Fig 11: Gràfica d'Eckert

L'eix d'abscisses és: $\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2}$

On:

L és el cabal de líquid total en kmol/h

G és el cabal de gas total en kmol/h

ρ_G és la densitat del gas en kg/L

ρ_L és la densitat del líquid en kg/L

$$L = L'(1+X) = L'(1+X_{\text{sort}}) = 2549 \cdot (1 + 1,21 \cdot 10^{-4}) = 2580 \text{ kmol/h}$$

$$G = G'(1+Y) = G'(1+Y_1) = 66 \cdot (1 + 0,46) = 96,44 \text{ kmol/h}$$

Així doncs,

$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2} = \frac{2580}{96,44} \left(\frac{0,0013}{1,19} \right)^{1/2} = 0,62$$

Mirant el gràfic per 0,5 in H₂O/ft reb. a l'eix d'ordenades s'obté el valor de 0,02, per tant:

$$\frac{G^2 \cdot F \cdot \psi \cdot \mu^{0,2}}{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c} = 0,02$$

On:

G és el cabal de gas en lb/s·ft²

F és el factor de rebliment = 70

$$\psi = \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{liquid}} = \frac{1}{1.19} = 0.84$$

μ és la viscositat del líquid (cP) = 1

ρ_G és la densitat del gas en lb/ft³ = 0.08

ρ_L és la densitat del líquid en lb/ft³ = 74.48

g_c és el factor de conversió en lbft/lbf·s² = 32.2

Aplicant l'equació es troba G = 109.43 kmol/h·cm²

$$\dot{A}rea = \frac{G_{total}}{G_{Eckert}} = \frac{96.44}{109.43} = 0.88 \text{ m}^2$$

$$Diàmetre = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{A}rea}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.88}{\pi}} = 1.06 \text{ m}$$

Diàmetre rebliment = 7.62 cm (3")

$$\frac{Diàmetre columna}{Diàmetre rebliment} = \frac{1.06 \cdot 100}{7.62} = 14 \text{ (Relació acceptable)}$$

El rebliment utilitzat seran els anells rashing. Les dades d'aquest rebliment han estat trobades al "Chemical Reactors: Design, engineering, operation, Ed. Technip, 1988, P. Trambouze, H. Van Landeghem, J.P. Wauquier"

- **Càlcul del nombre d'etapes**

$$(NUT)_{OG} = \int \frac{dY}{Y^* - Y} = \frac{Y_1 - Y_{en}}{(Y^* - Y)_{ml}}$$

$$(Y^* - Y)_{ml} = \frac{(Y^* - Y)_{en} - (Y^* - Y)_1}{\ln \left(\frac{(Y^* - Y)_{en}}{(Y^* - Y)_1} \right)}$$

Càlcul de la constant d'equilibri¹

$$k_H = k_H^\theta \exp \left(\frac{-\Delta_{soln} H}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^\theta} \right) \right)$$

On k_H^θ i $\frac{-\Delta_{soln} H}{R}$ són constants tabulades:

$$k_H^\theta = 0.03$$

$$\frac{-\Delta_{soln} H}{R} = 2500$$

$$k_H = 0.03 \exp \left(2100 \left(\frac{1}{348} - \frac{1}{398.15} \right) \right) = 0.062$$

$$He = \frac{\rho_{H_2O}}{M_{H_2O} \cdot k_H} = \frac{1000}{18 \cdot 0.053} = 900$$

$$Y_{en} = 0$$

¹ El càlcul de la constant de Henry s'ha realitzat amb els valors i les equacions extretes del article "Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry" (Rolf Sandler, 1999)

$$Y_{\text{en}}^* = \frac{P_{\text{He}}}{P_T} \cdot X_{\text{sort}} = \frac{900}{1} \cdot 1,21\text{E} - 04 = 0,11$$

$$Y_1 = 0.46$$

$$Y_1^* = 0.01$$

$$(\text{NUT})_{\text{OG}} < 1 \text{ per tant } (\text{NUT})_{\text{OG}} = 1$$

Càlcul dels coeficients de transferència

$$D \cdot k_G = 3.123 \cdot 10^{-9} (Q_G D)^{0.75}$$

$$Q_G = \frac{G(\text{Eckert}) \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \cdot \text{PM}_{\text{mig}} \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{\rho_G \frac{\text{kg}}{\text{L}}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = \frac{109.43 \cdot 41.4}{0.0013 \cdot 1000 \cdot 3600} = 0.97 \frac{\text{cm}^3 \text{ gas}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$k_G = \frac{3.123 \cdot 10^{-9} (Q_G D)^{0.75}}{D} = \frac{3.123 \cdot 10^{-9} (0.97 \cdot 1.06)^{0.75}}{1.06} = 3,00\text{E} - 09 \frac{\text{kmol totals}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{Pa}}$$

$$k_L = 9.414 \cdot 10^{-3} \cdot L_h^{0.7}$$

$$L_h = L \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot \text{PM}_{\text{H}_2\text{O}} \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{1}{\text{Àrea}(\text{m}^2)} \cdot \frac{1 \text{ m}^2}{10^4 \text{ cm}^2}$$

$$L_h = 2580 \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot 18_{\text{H}_2\text{O}} \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{1}{0.88(\text{m}^2)} \cdot \frac{1 \text{ m}^2}{10^4 \text{ cm}^2} = 12.5 \frac{\text{cm}^3}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$k_L = 9.404 \cdot 10^{-3} \cdot 12.5^{0.7} = 5,51\text{E} - 02 \frac{\text{mol NO}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2 \cdot \left(\frac{\text{gNO}}{\text{cm}^3} \right)}$$

$$k_y = k_G \cdot P = 3,00\text{E} - 09 \cdot 1 \text{ atm} \cdot \frac{101325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} = 3,04\text{E} - 04 \frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$k_x = k_L \cdot C_{\text{líquid}} \left(\frac{\text{mol}}{\text{cm}^3} \right) \cdot \text{PM}_{\text{líquid}} \cdot \frac{10^4 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{1000 \text{ mol}} = 5,51\text{E} - 02 \cdot 41.3 = 0.65 \frac{\text{kmol totals}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{m}{k_x} + \frac{1}{k_y} = \frac{810}{0,65} + \frac{1}{3,04\text{E} - 04}$$

$$m = \frac{P_{\text{He}}}{P_{\text{T}}} = \frac{810}{1} = 810$$

$$K_y = 3,04\text{E} - 04 \frac{\text{kmol totals}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

- **Càlcul de l'alçada de la columna**

$$K_y \left(\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2} \right) \cdot a \left(\frac{\text{cm}^2}{\text{cm}^3} \right) = 3,04\text{E} - 04 \cdot 92 = 0.03 \frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{cm}^3}$$

$$(\text{HUT})_{\text{OG}} = \frac{G}{K_y \cdot a \cdot A} = \frac{96.44}{0.03 \cdot 0.88} = 1.09 \text{ m}$$

$$h(\text{alçada}) = (\text{NUT})_{\text{OG}} \cdot (\text{HUT})_{\text{OG}} = 1 \cdot 1.09 = 1.09 \text{ m} \approx 1.1 \text{ m}$$

Dimensions del Bleacher

Alçada = 1.1 m

Diàmetre = 1 m

Tal i com s'explica a l'apartat de disseny de tancs i de cristal·litzadors, s'ha calculat el gruix de l'equip:

Taula 11.7. Dades utilitzades pel càlcul a pressió interna:

Top (°C)	80	S100°C	21030.45
Pop (atm)	1	Densitat	7850
T ^a disseny (°C)	100	E	0.85
P disseny (°C)	2		

Gruix parets cilindre = 3mm

Gruix parets fons torisfèric = 3mm

Alçada del fons torisfèric = 19,38m

Les dimensions dels fons torisfèrics s'han calculat tal i com s'explica al disseny dels cristal·litzadors. (11.8.)

El càlcul dels pesos dels equips està explicat al apartat de disseny de tancs

Pes del cilindre = 85.35 kg

Pes del fons torisfèric = 12.9 kg

Pes del Bleacher sense el rebliment = 98.25 kg

Sabent la densitat del rebliment, s'ha calculat el pes d'aquest:

Densitat rebliment = 560kg/m³

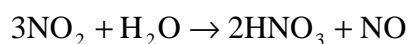
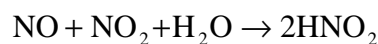
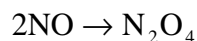
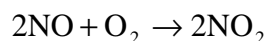
Pes rebliment = volum · densitat = $\frac{\pi}{4} D^2 \cdot h \cdot 560 = \frac{\pi}{4} 1,1^2 \cdot 1 \cdot 560 = 483,8 \text{ kg}$

Bleacher + rebliment = 582kg

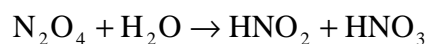
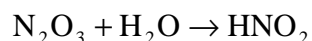
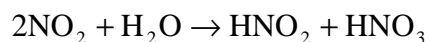
11.5. DISSENY DE L'ABSORBIDOR

L'absorbidor és l'equip que permetrà convertir el NO₂ generat en la reacció en HNO₃, d'aquesta manera es podrà regenerar parcialment un dels productes. Quan l'NO₂ entra en contacte amb l'aigua es produeixen reaccions tant en fase gas com en fase líquid:

Fase gas

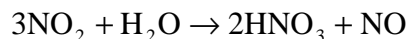


Fase líquid





Tot i això, al haver-hi tantes reaccions, es feia complicat trobar una cinètica clara, de manera que s'ha considerat una única reacció i s'ha agafat un valor de la constant cinètica aproximat.²



$$k = 3,80\text{E}+09 \text{ kmol/m}^3$$

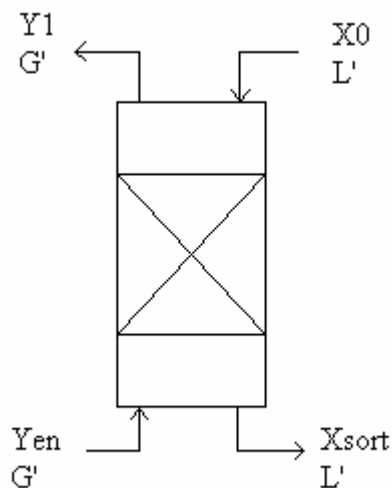
La reacció és exotèrmica, de manera que s'ha de mantenir la temperatura constant a una 68°C per a que els components líquids no s'evaporin. El sistema de refrigeració es farà per mitjà d'un serpentí que anirà intercalat amb el rebliment.

11.5.1. Disseny funcional

S'ha considerat que l'absorbidor opera amb un 86% de rendiment, 8 atm de pressió i a 68°C, ja que s'ha trobat bibliogràficament que opera en aquestes condicions. La temperatura no pot superar els 70°C per no evaporar l'àcid nítric que es forma.

Taula 11.8.: Condicions d'entrada

Component	kmol/h
NO ₂	37,03
N ₂ O	70,3
O ₂	4,5
N ₂	19,29
CO ₂	5,14
Total	136,26



² Bernhard Hüpen, Eugeny Y.Kenig "Rigorous modelling of NOx absorption in tray and packed columns", 2005

On:

G' és el cabal de gas d'inerts (N_2O , O_2 , N_2 i CO_2), en kmol/h

L' és el cabal de líquid d'inerts (Aigua), en kmol/h

X_0 és la raó molar de NO_2 en el líquid d'entrada

X_{sort} és la raó molar de NO_2 en el líquid de sortida

Y_{en} és la raó molar de NO_2 en el gas d'entrada

Y_{sort} és la raó molar de NO_2 en el gas de sortida

- **Càlcul de les variables d'entrada i sortida**

Cabal de gas d'inerts $G' = \Sigma(\text{cabals inerts})$

$$G' = (70,3 + 4,5 + 19,29 + 5,14) = 99.23 \text{ kmol/h}$$

Cabal d'aigua $L' = 528 \text{ kmol/h}$

$$Y_{en} = \frac{\text{Cabal } NO_2 \text{ en el gas}}{\sum \text{Cabals gasos inerts en el gas}}$$

$$Y_{en} = \frac{37.03}{99.23} = 0.37$$

$$Y_1 = (\text{Cabal } NO_2 \text{ al gas}) \cdot (1 - \text{Rendiment}) / G'$$

$$Y_1 = \frac{37.03 \cdot (1 - 0.86)}{99.23} = 5,22E - 03$$

$$X_0 = 0 \text{ (l'aigua d'entrada no conté } NO_2 \text{)}$$

$$X_{sort} = \frac{\text{Cabal } NO_2 \text{ al gas} \cdot \text{Rendiment}}{\text{Cabal aigua}}$$

$$X_{\text{sort}} = \frac{37.03 \cdot 0.86}{528} = 0.07$$

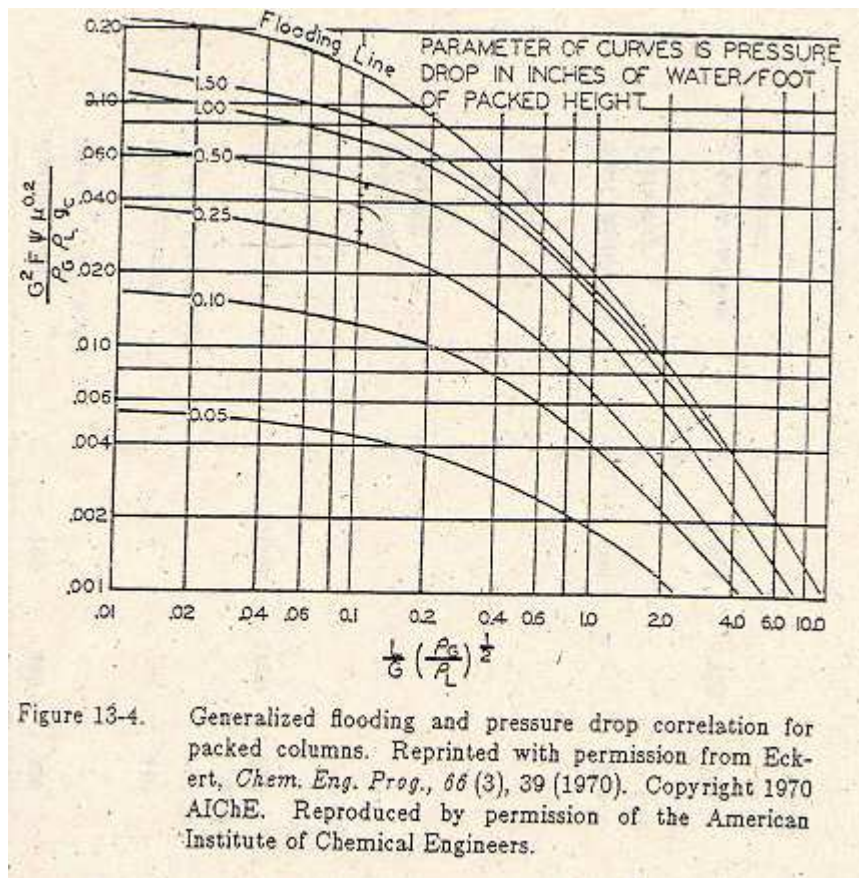


Fig 12: Gràfica d'Eckert

L'eix d'abscisses és: $\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2}$

On:

L és el cabal de líquid total en kmol/h

G és el cabal de gas total en kmol/h

ρ_G és la densitat del gas en kg/L

ρ_L és la densitat del líquid en kg/L

$$L = L'(1+X) = L'(1+X_{\text{sort}}) = 528 \cdot (1 + 0.07) = 564.3 \text{ kmol/h}$$

$$G = G'(1+Y) = G'(1+Y_1) = 99.23 \cdot (1 + 5.22 \cdot 10^{-3}) = 136.26 \text{ kmol/h}$$

Així doncs,

$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2} = \frac{564.3}{136.26} \left(\frac{1.42E-03}{1} \right)^{1/2} = 0.19$$

Mirant el gràfic per 0,5 in H₂O/ft reb. a l'eix d'ordenades s'obté el valor de 0,04, per tant:

$$\frac{G^2 \cdot F \cdot \psi \cdot \mu^{0.2}}{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c} = 0,04$$

On:

G és el cabal de gas en lb/s·ft²

F és el factor de rebliment = 70

$$\psi = \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{liquid}} = \frac{1}{1} = 1$$

μ és la viscositat del líquid (cP) = 1

ρ_G és la densitat del gas en lb/ft³ = 7,07E-01

ρ_L és la densitat del líquid en lb/ft³ = 62,426808

g_c és el factor de conversió en lbft/lbf·s² = 32.2

Aplicant l'equació es troba G = 385,22 kmol/h·cm²

$$\dot{A}_{\text{rea}} = \frac{G_{\text{total}}}{G_{\text{Eckert}}} = \frac{136,26}{385,22} = 0,35 \text{ m}^2$$

$$\text{Diàmetre} = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{A}_{\text{rea}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.85}{\pi}} = 0,67 \text{ m}$$

Diàmetre rebliment = 5,08 cm (2")

$$\frac{\text{Diàmetre columna}}{\text{Diàmetre rebliment}} = \frac{0,67 \cdot 100}{5,08} = 13,2 \text{ (Relació acceptable)}$$

El rebliment utilitzat seran els anells Rasching.

- Càlcul del nombre d'etapes

$$(NUT)_{OG} = \int \frac{dY}{Y^* - Y} = \frac{Y_1 - Y_{en}}{(Y^* - Y)_{ml}}$$

$$(Y^* - Y)_{ml} = \frac{(Y^* - Y)_{en} - (Y^* - Y)_1}{\ln \left(\frac{(Y^* - Y)_{en}}{(Y^* - Y)_1} \right)}$$

- Càlcul de la constant d'equilibri

$$k_H = k_H^\theta \exp \left(\frac{-\Delta_{soln} H}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^\theta} \right) \right)$$

On k_H^θ i $\frac{-\Delta_{soln} H}{R}$ són constants tabulades:

$$k_H^\theta = 0.025$$

$$\frac{-\Delta_{soln} H}{R} = 1800$$

$$k_H = 0.025 \exp \left(1800 \left(\frac{1}{348} - \frac{1}{398.15} \right) \right) = 0.064$$

$$He = \frac{\rho_{H_2O}}{M_{H_2O} \cdot k_H} = \frac{1000}{18 \cdot 0.053} = 870$$

$$Y_{en} = 0.37$$

$Y_{en}^* = 0$ (Es considera que al equilibri no hi ha NO_2 perquè ha reaccionat)

$$Y_1 = 5,22E-03$$

$$Y_1^* = 0 \quad (X_0 = 0)$$

$(NUT)_{OG} = 4,27$ per tant es considera $(NUT)_{OG} = 5$

- Càlcul dels coeficients de transferència**

$$D \cdot k_G = 3.123 \cdot 10^{-9} (Q_G D)^{0.75}$$

$$Q_G = \frac{G(\text{Eckert}) \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \cdot \text{PM}_{\text{mig}} \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\rho_G \frac{\text{kg}}{\text{L}}} = \frac{385,22 \cdot 41}{1,14 \text{ E} - 03 \cdot 1000 \cdot 3600} = 0,39 \frac{\text{cm}^3 \text{ gas}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$k_G = \frac{3.123 \cdot 10^{-9} (Q_G D)^{0.75}}{D} = \frac{3.123 \cdot 10^{-9} (0,39 \cdot 0,67)^{0.75}}{0,67} = 1,69 \text{ E} - 09 \frac{\text{kmol totals}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{Pa}}$$

$$k_L = 9.414 \cdot 10^{-3} \cdot L_h^{0.7}$$

$$L_h = L \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot \text{PM}_{\text{H}_2\text{O}} \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{1}{\text{Àrea}(\text{m}^2)} \cdot \frac{1 \text{ m}^2}{10^4 \text{ cm}^2}$$

$$L_h = 564,3 \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot 18_{\text{H}_2\text{O}} \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{1}{0,35(\text{m}^2)} \cdot \frac{1 \text{ m}^2}{10^4 \text{ cm}^2} = 0,75 \frac{\text{cm}^3}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$k_L = 9.404 \cdot 10^{-3} \cdot 0,75^{0.7} = 3,90 \text{ E} - 03 \frac{\text{mol NO}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2 \cdot \left(\frac{\text{gNO}}{\text{cm}^3} \right)}$$

$$k_y = k_G \cdot P = 1,69 \text{ E} - 09 \cdot 8 \text{ atm} \cdot \frac{101325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} = 1,37 \text{ E} - 03 \frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$k_x = k_L \cdot C_{\text{liquid}} \left(\frac{\text{mol}}{\text{cm}^3} \right) \cdot \text{PM}_{\text{liquid}} \cdot \frac{10^4 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{1000 \text{ mol}} = 3,9 \text{ E} - 03 \cdot 41 = 0,19 \frac{\text{kmol totals}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{m}{k_x} + \frac{1}{k_y} = \frac{108,75}{0,19} + \frac{1}{1,37 \text{ E} - 03}$$

$$m = \frac{He}{P_T} = \frac{870}{8} = 108.75$$

$$K_y = 7,74E - 04 \frac{\text{kmol totals}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2}$$

- **Càlcul de l'alçada de la columna**

$$K_y \left(\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{cm}^2} \right) \cdot a \left(\frac{\text{cm}^2}{\text{cm}^3} \right) = 8,82E - 04 \cdot 92 = 7,12E - 02 \frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{cm}^3}$$

$$(HUT)_{OG} = \frac{G}{K_y \cdot a \cdot A} = \frac{136.26}{7,12E - 02 \cdot 0.35} = 1.5 \text{ m}$$

$$h(\text{alçada}) = (NUT)_{OG} \cdot (HUT)_{OG} = 5 \cdot 1.5 = 7.51 \text{ m} \approx 8 \text{ m}$$

Dimensions del absorbidor

Alçada = 8 m, sumant l'espai del serpentí, Alçada = 9m

Diàmetre = 0,8 m

Tal i com s'explica a l'apartat de disseny de tancs, per la part cilíndrica i de cristal·litzadors, per el fons torisfèric, s'ha calculat el gruix de l'equip:

Taula 11.9. Dades utilitzades pel càlcul a pressió interna:

Top (°C)	80	S100°C	21030.45
Pop (atm)	1	Densitat	7850
T ^a disseny (°C)	100	E	0.85
P disseny (°C)	2		

Gruix parets cilindre = 4mm

Gruix parets fons torisfèric = 6mm

Alçada del fons torisfèric = 13,41m

El càlcul dels pesos dels equips està explicat al apartat de tancs per el cilindre i al de cristal·lització per als fons torisfèrics

Pes del cilindre = 500.2 kg

Pes del fons torisfèric = 10.5 kg

Pes del Absorbidor sense rebliment = 511 kg

Pes rebliment absorbidor = 2286kg

Absorbidor + rebliment = 2796kg

- **Comprovació de la velocitat de la reacció**

El coeficient Hatta (Ha) permet saber com són de ràpides les reaccions químiques, així doncs, per $Ha > 5$ es considerarà la reacció ràpida.³

Temperatura de treball = 80°C, 353°K

Pressió total = 1 atm, 101325 Pa

Constant cinètica = 3,80E+09 kmol/m³

Tenint en compte que $r = k \cdot C_{1,II}^m \cdot C_{2,II}^n$

$$Ha = \frac{\sqrt{\frac{(-2 \cdot \nu_1)}{1+m} \cdot k \cdot (C_{1,II}^*)^{(m-1)} \cdot C_{2,II,b}^n \cdot D_{1,II}}}{k_{c1,II}}$$

On:

ν_1 es el coeficient estequiomètric del NO₂

$C_{1,II}^*$ és la concentració de NO₂ a la interfície del líquid, en kmol/m³

³ Totes les equacions i dades cinètiques han estat extretes del "Chemical Reactors: Design, engineering, operation, Ed. Technip, 1988, P. Trambouze, H. Van Landeghem, J.P. Wauquier"

$C_{2,II}$ és la concentració d'aigua al líquid, en kmol/m³

$C_{2,II,b}^*$ és la concentració d'aigua a la interfície, en kmol/m³

k és la constant d'equilibri, en kmol/m³

$k_{c1,II}$ és la constant de transferència

$D_{1,II}$ és la difusivitat del NO₂ en l'aigua, en m²/h

Concentració d'NO₂ a la interfície: no cal calcular aquest valor ja que s'ha considerat que m té el valor de 1 i per tant $C_{1,II}^*$ a l'equació queda elevat a zero i per tant és 1.

Concentració d'aigua al líquid:

$$1000 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ mol}}{18 \text{ g}} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{1000 \text{ mol}} \cdot \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} = 55,55 \text{ kmol/m}^3$$

Difusivitat del NO₂ en aigua = 5,72E-06 m²/h

Càlcul de $k_{c1,II}$

Dades tabulades: $a = 150 \text{ m}^2/\text{m}^3$, $K_L \cdot a = 180 \text{ h}^{-1}$

$$\text{Per tant } \frac{k_{c1,II} \cdot a}{a} = k_{c1,II}$$

$$k_{c1,II} = 1,2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

$$Ha = \frac{\sqrt{\frac{(-2 \cdot v_1)}{1+1} \cdot 3,80\text{E} + 09 \cdot (1,43)^{(1-1)} \cdot 55,55^1 \cdot 5,72\text{E} - 06}}{1,2} = 40$$

11.5.2. Disseny serpentí

L'absorbidor necessita un sistema de refrigeració, ja que la reacció que hi té lloc és exotèrmica, i la calor afecta negativament a la transferència de matèria. Això és degut a que el gas té una major solubilitat en el líquid al augmentar la temperatura. A més a més, si aquesta augmentés molt, es podria evaporar àcid nítric, el qual no es vol recuperar per la sortida de gasos del absorbidor.

Un dels inconvenients d'aquesta columna, és que si es posa un serpentí entre rebliment i rebliment, aquest no estarà submergit en el líquid, i per tant la transferència de matèria serà molt baixa. Per evitar aquest problema, s'ha proposat fer una espècie de plat inclinat a sota del rebliment el qual condueixi el líquid cap a un costat del absorbidor, on estarà el serpentí, d'aquesta manera es podrà acumular el líquid i el serpentí estarà submergit. Una vegada refredat, el líquid s'haurà de tornar a escampar en forma de dutxa pel següent tram de rebliment.

Bibliogràficament s'ha trobat que l'entalpia de la reacció és de⁴ $5.37 \cdot 10^4$ kJ/kmol, considerant que la transferència de matèria no és el factor limitant de la reacció, s'ha considerat que tots els mols de monòxid de nitrogen que entren reaccionen.

Així doncs, sabent que entren 35.2 kmols/h de NO:

$$Q_{\text{reacció}} = 5.37 \cdot 10^4 \cdot 35.2 = 1889536 \text{ kJ/h}$$

Calor absorbida pel líquid d'entrada

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{absorbida líquid}} = m_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{absorbida líquid}} = 9100 \cdot 4.18 \cdot (25 - 15) = 380380 \text{ kJ/h}$$

⁴ I.B. Chatterjee, J.B. Joshi "Modeling, simulation and optimization: Mono pressure nitric acid process", 2007.

Calor absorbida pel gas d'entrada

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{absorbida gas}} = (m \cdot C_p)_{\text{total}} \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{absorbida gas}} = 7209.6 \cdot (20 - 15) = 144193,1427 \text{ kJ/h}$$

Calor per augmentar la temperatura del gas

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = (m \cdot C_p)_{\text{total}} \cdot \Delta T$$

$$Q = 7209.6 \cdot (50 - 35) = 108144,857 \text{ kJ/h}$$

Calor total a bescanviar

$$Q_{\text{reacció}} - Q_{\text{absorbida líquid}} - Q_{\text{absorbida gas}} - Q_{\text{augmentar temperatura gas}} =$$

$$1889536 \text{ kJ/h} - 380380 \text{ kJ/h} - 144193,1427 \text{ kJ/h} - 108144,857 = 1256818,00$$

$$Q_{\text{a bescanviar}} = 1256818,00$$

Càlcul de l'àrea de bescanvi necessària

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Taula 11.10. Dades d'entrada

	kg/h	Kmol/h	Cp (kJ/Kmol·h)	Cp·m
CO ₂	184,47	4,19	35,86	150,31
N ₂ O	2450,86	55,68	58,28	3245,53
NO ₂	1515,15	32,93	36,53	1203,08
N ₂	1554,34	55,47	34,84	1932,66
O ₂	342,52	10,70	63,35	678,07
			Total	7209,66

$$C_{p\text{aigua}} = 4.18 \text{ kJ/h}$$

$$T_{\text{inicial}}^a = 29^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{final}}^a = 42^\circ\text{C}$$

$$m = \frac{1889536}{(42 - 29) \cdot 4.18} = 2018.9$$

- **Càlcul de l'àrea de bescanvi necessària**

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

On:

$$U = 500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{h}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{aigua de refrigeració entrada}} = 29^{\circ}\text{C}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{aigua de refrigeració sortida}} = 42^{\circ}\text{C}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{gas entrada}} = 35^{\circ}\text{C}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{gas sortida}} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{mL} = 6.95^{\circ}$$

$$\dot{A}rea = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{mL}} = \frac{1256818,00 \text{ kJ}}{500 \text{ J/s} \cdot \text{m}^2 \cdot 3600 \text{ s/h} \cdot 6.95} = 8.8 \text{ m}^2$$

Dimensions del serpentí

$$\text{Caball aigua} = 2019 \text{ kg/h} = 5.6 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Velocitat fluid} = 1 \text{ m/s}$$

$$\dot{A}rea = \frac{Q}{v} = \frac{5.6 \cdot 10^{-4}}{1} = 5.6 \cdot 10^{-4}$$

$$\text{Diàmetre} = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{A}rea}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5.6 \cdot 10^{-4}}{\pi}} = 0.025 \text{ m}$$

Diàmetre = 0.025 m, per tant s'utilitzarà un diàmetre de 1".

$$\text{Longitud} = \frac{\dot{A}rea}{\pi \cdot \text{Diàmetre}} = \frac{5.6 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot 0.025} = 100 \text{ m}$$

El serpentí estarà cargolat, amb un diàmetre de 0.2 m.

Perímetre d'una volta del serpentí:

$$\text{Perímetre} = 2 \cdot \pi \cdot r = 3 \cdot \pi \cdot 0.2 = 1.2 \text{ m}$$

$$\text{Voltes totals} = \frac{\text{Longitud total}}{\text{Perímetre}} = \frac{100}{1.2} = 80 \text{ voltes}$$

$$\text{Voltes per tram} = \frac{\text{voltes totals}}{\text{n}^{\text{a}} \text{ de trams}} = \frac{80}{3} = 26 \text{ voltes per tram}$$

Suposant que cada volta té una alçada d'uns 3 cm, l'alçada de columna ocupada pel serpentí total és de 80 cm.

11.6. REACTOR TÈRMIC D'ELIMINACIÓ DE N₂O

11.6.1. Disseny funcional del reactor tèrmic

Taula 11.11.: Condicions d'entrada i sortida

Sortida absorbidor	Cabal entrada kmol/h	Cp (kJ/kmol·K)	Cabal entrada·Cp	Cabal sortida kmol/h	Cabal sortida·Cp
NO ₂	5,1842	35,86	185,905412	5,1842	185,905412
N ₂ O	70,3	58,28	4097,084	2,812	163,88336
O ₂	4,5	36,53	164,385	38,244	1397,05332
N ₂	19,29	34,84	672,0636	86,778	3023,34552
CO ₂	5,14	63,35	325,619	5,14	325,619
Total		228,86	5445,05701	138,1582	5095,80661

- **Càlcul de la calor despesa a la reacció**

-Calor aportada pel fluid que entra al reactor

$$Q_1 = \sum m \cdot C_p(\text{NO}_2, \text{N}_2\text{O}, \text{O}_2, \text{N}_2, \text{CO}_2) \cdot \Delta T_1$$

$$\Delta T_1 = T_{\text{fluid d'entrada}}^a - T_{\text{referència}}^a = 115$$

$$T_{\text{fluid d'entrada}}^a = 130^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{referència}}^a = 15^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 626181,556 \text{ kJ}$$

-Calor necessària per escalfar el fluid de 130°C a 900°C

$$Q_2 = \sum m \cdot C_p(\text{NO}_2, \text{N}_2\text{O}, \text{O}_2, \text{N}_2, \text{CO}_2) \cdot \Delta T_2$$

$$\Delta T_2 = T_{\text{final}}^a - T_{\text{inicial}}^a = 770$$

$$T_{\text{inicial}}^a = 130^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{final}}^a = 900^\circ\text{C}$$

$$Q_2 = 3923771,09 \text{ kJ}$$

-Calor despesa per la reacció

$$Q_3 = m_{\text{N}_2\text{O}} \cdot \text{Rendiment reactor} \cdot \text{Entalpia reacció}$$

$$\text{Rendiment reactor} = 96\%$$

$$\text{Entalpia reacció} = 1,76\text{E}+05 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_3 = 1,19\text{E}+07 \text{ kJ}$$

-Calor absorbida pel fluid de sortida

$$Q_4 = \sum m \cdot C_p(\text{gasos de sortida}) \cdot \Delta T_3$$

$$\Delta T_4 = T_{\text{sortida fluid}}^a - T_{\text{referència}}^a = 770$$

$$T_{\text{inicial}}^a = 130^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{final}}^a = 900^{\circ}\text{C}$$

$$Q_4 = 3923771,09 \text{ kJ}$$

-Calor despesa pel fluid que es refreda

$$Q_5 = \sum m \cdot C_p (\text{gasos de sortida}) \cdot \Delta T_4$$

$$\Delta T_5 = T_{\text{final}}^a - T_{\text{inicial}}^a = -820$$

$$T_{\text{inicial}}^a = 900^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{final}}^a = 30^{\circ}\text{C}$$

$$Q_5 = 4178561,42 \text{ kJ}$$

Càlcul dels requeriments d'aigua

$$Q_{\text{emesa}} = Q_1 - Q_2 + Q_3 - Q_4 + Q_5$$

$$Q_{\text{emesa}} = 8,86\text{E}+06 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{emesa}} = m \cdot \lambda + m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

On:

m és el cabal d'aigua de refrigeració, en kg/h

λ és el calor latent de l'aigua, 2258 kJ/kg

C_p és la capacitat calorífica de l'aigua, 4,18 kJ/kg·°C

$$T^a \text{ inicial aigua} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T^a \text{ final aigua} = 100^{\circ}\text{C}$$

Substituint els valors que es tenen a la fórmula es troba el cabal d'aigua necessari:

$$8,86E + 06 = m \cdot 2258 + m \cdot 4,18 \cdot 75$$

$$m = 3445,06827 \text{ kg/h}$$

- **Càlcul de l'àrea de bescanvi necessària**

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}$$

On:

U és el coeficient d'energia interna, en $\text{kJ/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{h}$

A és l'àrea de bescanvi, en m^2

ΔT_{ml} és la mitjana logarítmica de les temperatures inicials i finals dels fluids que bescanvien calor

$$T^{\text{a}}_{\text{inicial mescla}} = 130^\circ\text{C} = 403^\circ\text{K}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{final mescla}} = 900^\circ\text{C} = 1173^\circ\text{K}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{inicial aigua de refrigeració}} = 25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}$$

$$T^{\text{a}}_{\text{final aigua de refrigeració}} = 100^\circ\text{C} = 373^\circ\text{K}$$

$$\Delta T_{ml} = 342,26$$

$$U = 900 \text{ kJ/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{h}$$

Així doncs, aïllant l'àrea a l'equació anterior:

$$A = 28,76 \text{ m}^2$$

11.7. COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

El sistema està format per dues columnes de destil·lació. Cada columna ha estat dissenyada utilitzant el simulador de processos Hysys. El procediment seguit en la seva resolució ha consistit en un càlcul previ per aconseguir una bona aproximació amb l'opció “Short Cut Distillation” i per acabar s’ha utilitzat el mètode rigorós “Distillation Column”.

Degut a la formació d'aigua durant la reacció i al gran aport en l'absorció, l'objectiu de la columna de destil·lació es l'eliminació d'aquesta aigua extra del corrent principal, de manera que per cues el corrent contingui el 60% d'aigua respecte l'àcid nítric. El corrent d'entrada es caracteritza:

Worksheet	
Conditions	Stream Name Current 1
Properties	Vapour / Phase Fraction 0.0000
Composition	Temperature [C] 79.00
K Value	Pressure [kPa] 101.3
User Variables	Molar Flow [kgmole/h] 2077
Notes	Mass Flow [kg/h] 5.711e+004
Cost Parameters	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 49.82
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -2.799e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C] 34.24
	Heat Flow [kJ/h] -5.812e+008
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h] 49.94
	Fluid Package Basis-1

Worksheet	
Conditions	Mass Flows
Properties	HNO3 19474
Composition	H2O 31011
K Value	GlutaricAcid 799.54
User Variables	SuccinicAcid 171.33
Notes	AdipicAcid 5653.9
Cost Parameters	

Total 57109.77000 kg/h

Edit...
Edit Properties...
Basis...

Fig 12: Condicions i composició del corrent d'entrada a la columna de destil·lació.

11.7.1. Disseny pel mètode “Short Cut Distillation”

En el mètode “Short Cut Distillation” un cop s’ha definit les condicions d’entrada el simulador requereix que es defineixi: la fracció molar del component clau lleuger en cues, la fracció molar del component pesat en caps i la pressió del condensador i del reboiler.

Amb aquestes dades introduïdes el simulador calcula una relació de reflux mínima. Un cop determinada la que s'utilitzarà el programa calcula el nombre d'etapes necessàries per aconseguir la separació, així com també el plat de l'aliment adequat.

11.7.2. Disseny pel mètode “Distillation Column”

Amb aquesta informació es recalcula la columna amb el mètode rigorós. Per al disseny de columnes amb aquest mètode cal definir:

- Quins són els corrents d'entrada i de sortida de matèria i d'energia.
- El nombre de plats que té la columna i el plat de l'aliment.
- Les pressions del condensador i del reboiler.
- La relació de reflux i el cabal de sortida per caps.

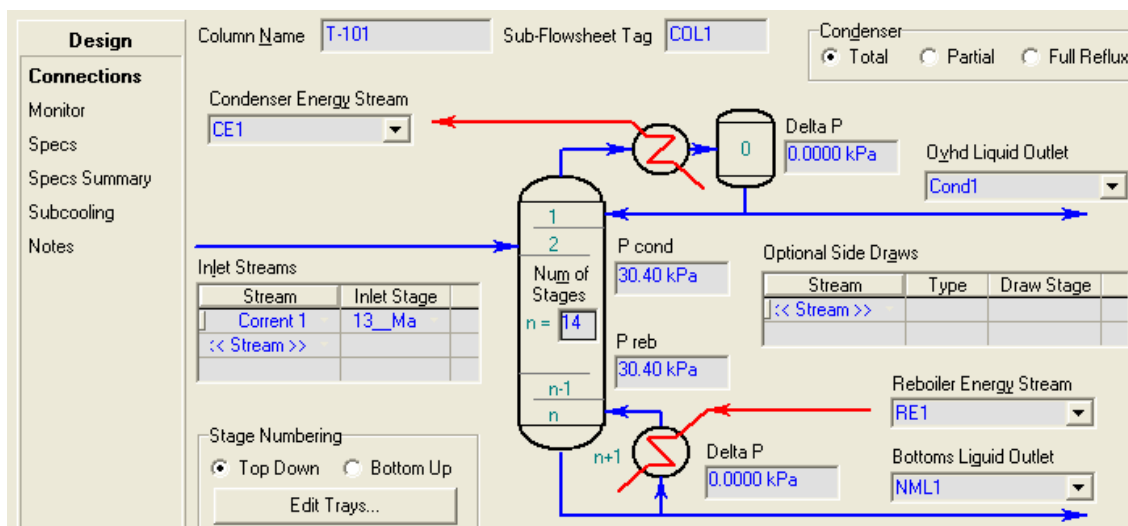


Fig.13. Pàgina del subprograma “Distillation Column” del programa Hysys, on es modifiquen els paràmetres per ajustar les especificacions.

La relació de reflux que s’ha utilitzat és de 0.4 i el cabal de sortida de destil·lat és de 8687 kg/h.

Amb aquestes dades introduïdes el programa es capaç de resoldre la columna. Els resultats són els següents:

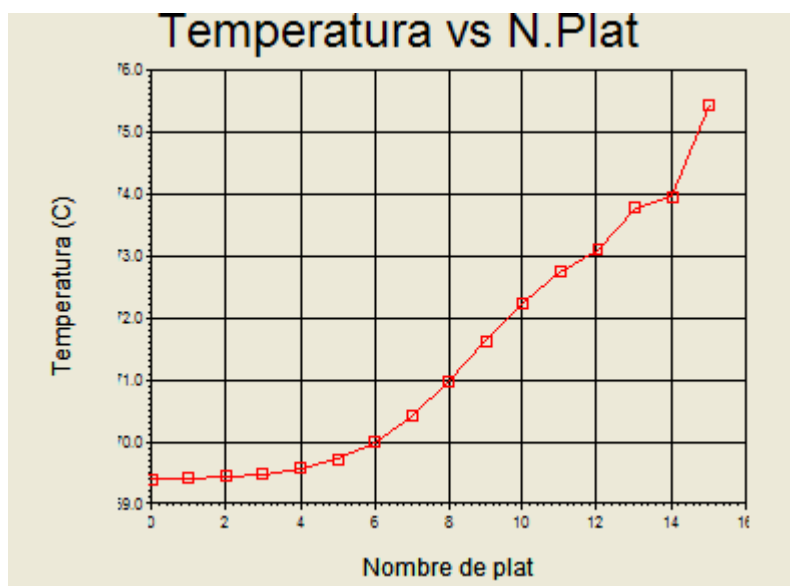


Fig.14 . Perfil de temperatures al llarg de la columna.

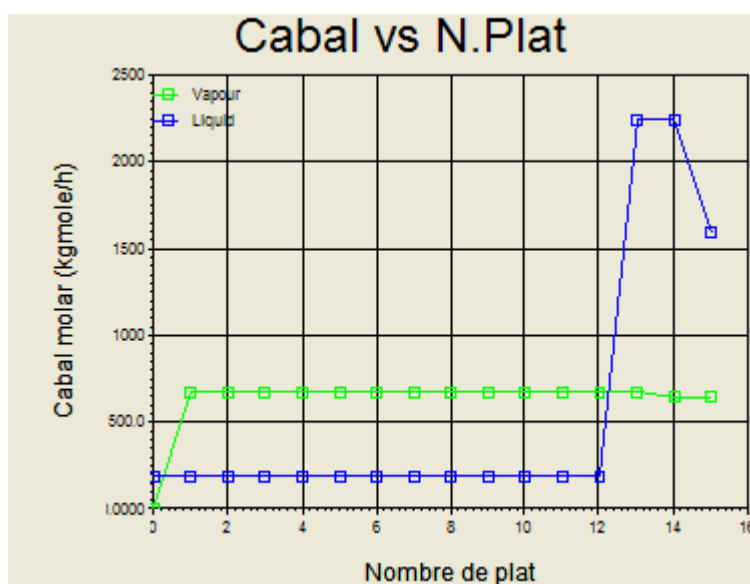


Fig.15 . Gràfica de l'evolució del cabal molar de vapor i líquid al llarg de la columna.

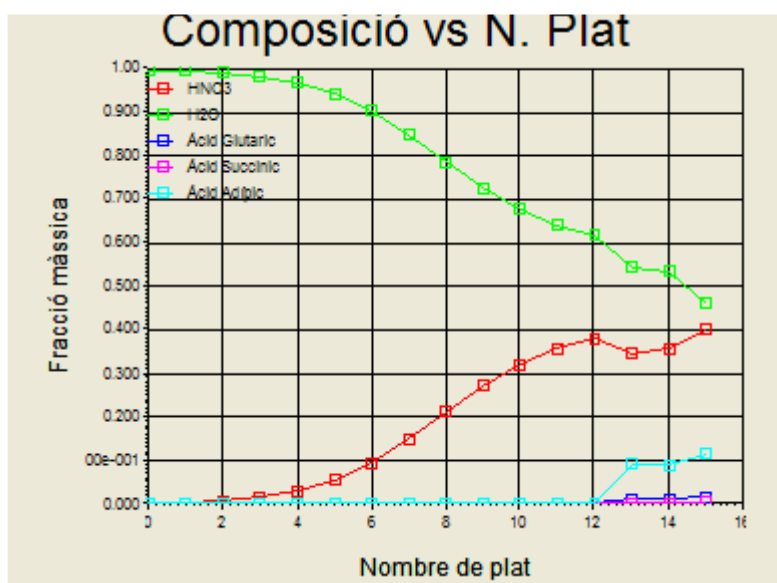


Fig. 16. Gràfica de l'evolució de la fracció massica dels components al llarg de la columna.

- **Dimensionament de la columna**

Per al dimensionament de la columna i el disseny de plats s'ha utilitzat l'opció "Tray Sizing" del Hysys. Jugant amb les especificacions s'ajusta les dimensions dels diferents elements de la columna per tal d'aconseguir un funcionament el més òptim possible. En la figura següent es mostren els resultats obtinguts:

Performance

Results

Trayed

Table

Plot

Section Results

☒ Trayed

☐ Packed

Export Pressures

View Warnings...

Tray Results

Section	Section_1			
Internals	Sieve			
Section Diameter [m]	1.829			
Max Flooding [%]	69.28			
X-Sectional Area [m2]	2.627			
Section Height [m]	8.534			
Section DeltaP [kPa]	24.31			
Number of Flow Paths	1			
Flow Length [mm]	1435			
Flow Width [mm]	1618			
Max DC Backup [%]	50.90			
Max Weir Load [m3/h-m]	50.37			
Max DP/Tray [kPa]	2.105			
Tray Spacing [mm]	609.6			
Total Weir Length [mm]	1134			
Weir Height [mm]	50.80			
Active Area [m2]	2.322			
DC Clearance [mm]	38.10			
DC Area [m2]	0.1523			
Side Weir Length [m]	1.134			
Hole Area [m2]	0.1866			
Estimated # of Holes/Valves	10475			
Chinmey/Sump Res Time				
Relief Area [m2]	0.0000			
Relief - S [mm]				
Relief - A [mm]				
Relief - B [mm]				
Side DC Top Width [mm]	196.9			
Side DC Btm Width [mm]	196.9			
Side DC Top Length [m]	1.134			
Side DC Btm Length [m]	1.134			
Side DC Top Area [m2]	0.1523			

Fig.17 . Pàgina de resultats del dimensionament de la columna.

- Disseny mecànic de la columna

A excepció dels equips que s'han explicat anteriorment en el manual de càlculs, la columna de destil·lació no treballa a pressió atmosfèrica sinó que al buit, concretament a 0.3 bar. Per tant, s'ha calculat el gruix de la xapa tant amb el mètode ASME a pressió interna com a pressió externa. El mètode a pressió interna és el que ja s'ha explicat. A continuació es mostra el càlcul a pressió externa:

- Càlcul del gruix de la paret cilíndrica a pressió externa:

S'efectua un sistema iteratiu prenent com a valor inicial d'iteració el gruix calculat prèviament a pressió interna.

Es calcula el diàmetre extern com:

$$Do = Di + 2 \cdot t \quad (\text{mm})$$

Di : diàmetre intern (mm)

t: gruix suposat (mm)

La longitud real del recipient es calcula com:

$$L = l_{cilindre} + \frac{2}{3} \cdot h_{fons} \quad (\text{mm})$$

$l_{cilindre}$: alçada del cilindre (mm)

h_{fons} : alçada de cada fons (mm)

Es troba les relacions:

$$\frac{L}{Do} \quad \text{i} \quad \frac{Do}{t_{útil}}$$

$$\text{On: } t_{útil} = t_{suposada} - C1 \quad (\text{mm})$$

C1: gruix afegit per a la corrosió

Amb aquests paràmetres es pot llegir la següent figura i trobar així el valor del factor A.

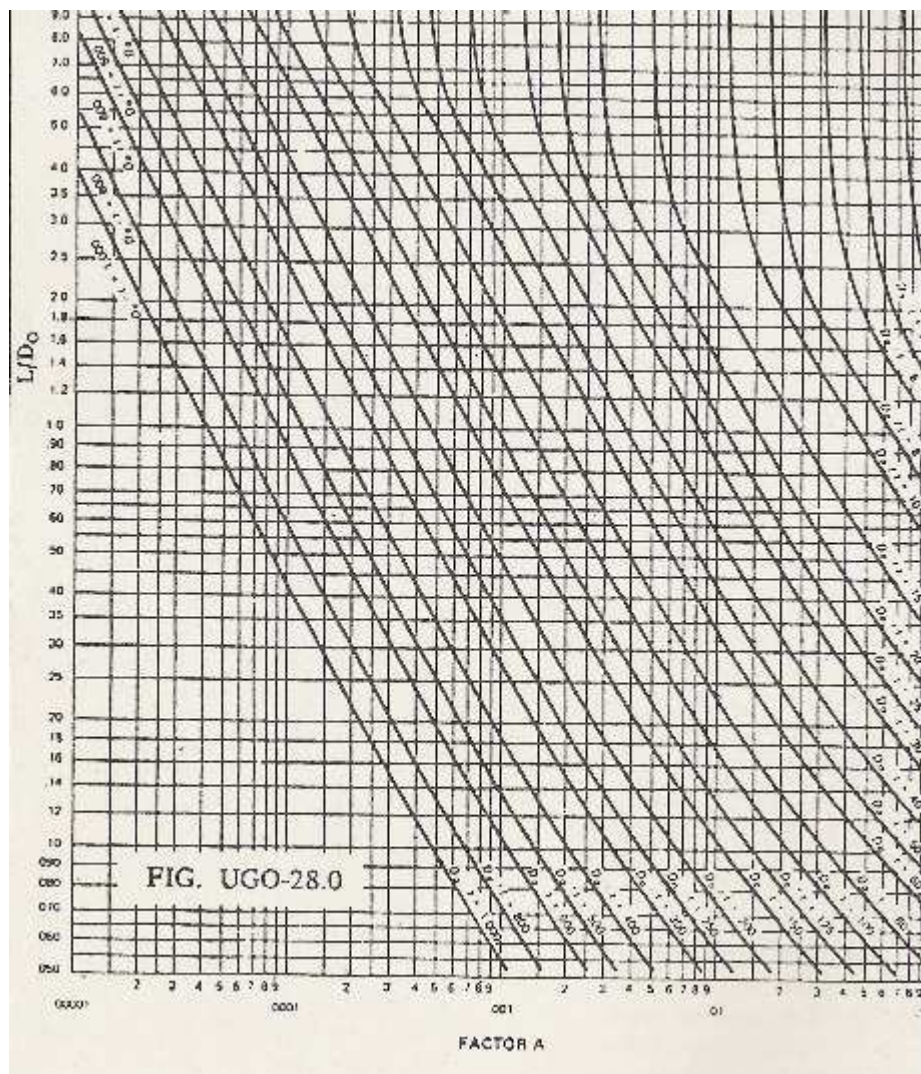


Fig.18: Valors del factor A per al càlcul dl gruix de xapa a pressió externa.

Coneixent la temperatura de disseny, s'observa en la següent taula el valor del mòdul d'elasticitat (E, bar).

(E) MODULI OF ELASTICITY OF CARBON STEEL MILLION PSI. AT TEMPERATURE, F									
70	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
29.0	28.7	28.2	27.6	26.8	25.9	24.5	23.0	21.0	18.1

Fig.19: Mòdul d'elasticitat en psi, per a temperatures en °F.

A continuació es pot calcular Pa, la qual és igual a:

$$Pa = \frac{2 \cdot A \cdot E}{3 \cdot \left(\frac{Do}{t_{util}} \right)} \quad (\text{bar})$$

Si aquesta Pa supera la diferencia de pressió entre la pressió externa i la interna, la iteració es dona per finalitzada. És a dir, en aquest cas, Pa haurà de ser superior a (P.ext. – P.int.= 1 - 0.3 = 0.7 bar).

Si no es compleix, es suposa un gruix de xapa més elevat.

- Càlcul del gruix dels fons toriesfèrics a pressió externa:

S'utilitza l'equació:

$$t = \frac{1.67 \cdot P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S - 0.2 \cdot 1.67 \cdot P} + C1 + C2 \quad (\text{mm})$$

On el significat de cada terme correspon amb el mateix que tenia en els càlculs a pressió interna.

Entre el gruix obtingut a pressió interna i l'obtingut a pressió externa es dona com a vàlid el que tingui un valor més alt. Així, els resultats obtinguts ha estat:

T disseny (°C)	95
P. interna (bar)	0.3
P. externa (bar)	1
t cilindre (mm)	12
t toriesfèrics (mm)	8

Fig.20 . Taula de resultats d'espessor de la xapa i pressions de la columna.

T: Temperatura en °C.

P: Pressió en bars absoluts.

t: grossor de la xapa en mm.

El mètode de càlcul aplicat per al pes de recipients també ha estat explicat de forma detallada anteriorment. El mètode per al càlcul del pes dels plats es detalla a continuació.

- Càlcul del pes dels plats:

$$Pp = ((Ap + lw \cdot (hw + hd)) \cdot t \cdot \rho_{material}) \cdot Np$$

On:

Ap : àrea del plat (m²)

lw: longitud del sobreexidor (m)

hw: alçada del sobreexidor (m)

hd: alçada del downcomer (m)

t: gruix de la xapa (m)

ρ material: densitat del material utilitzat, acer AISI 304 (kg/m³)

Np: Nombre de plats

Els resultats obtinguts són els següents:

Pes columna sense plats(kg)	6199
Pes plats (kg)	2557
Pes columna (kg)	8756
Pes columna amb aigua (kg)	40156
Pes en operació (kg)	25653

Fig. 21. Taula de resultats del pes de la columna.

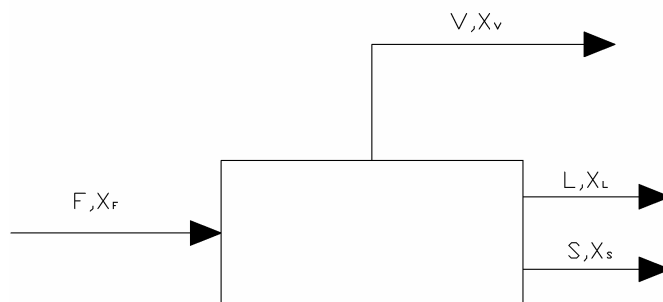
11.8. DISSENY DELS CRISTAL·LITZADORS

11.8.1. Disseny funcional dels cristal·litzadors

Com ja s'ha vist en el diagrama de procés, la zona de cristal·lització consta de dos grups de cristal·litzadors en sèrie, amb un destil·lador entre els dos per concentrar l'àcid adípic per mitjà de l'eliminació de dissolvent. Els cristalls, separats de les aigües mares en una centrifugadora, s'envien a un recristal·litzador, prèvia dissolució en aigua calenta a 80°C.

- **Balanç de matèria**

A partir de l'esquema simplificat d'un cristal·litzador, es poden deduir els balanços de matèria:



$$F = L + S + V$$

$$F \cdot x_F = L \cdot x_L + S \cdot x_S + V \cdot x_V$$

On: F és el cabal d'aliment, en kg/h

L és la fracció líquida del magma, en Kg/h

S és la fracció sòlida del magma, en Kg/h

V és la fracció vaporitzada, en Kg/h

i x_i és la fracció d'adípíc als diferents corrents, en kg AAD/Kg total.

la cristal·lització:

En el primer dels cristal·litzadors, que en realitat són cinc en paral·lel, es treballa al buit i a una temperatura de 41°C. Degut a l'evaporació d'àcid nítric i aigua, als balanços anteriors cal sumar-hi els balanços de component del nítric i de l'aigua:

$$\text{Àcid nítric: } A \cdot F \cdot M_F = L' \cdot M_L + S \cdot M_S + V \cdot M_V$$

$$\text{Aigua: } A \cdot F \cdot (1 - M_F) = L' \cdot (1 - M_L) + S \cdot (1 - x_S - M_S) + V \cdot (1 - M_V)$$

On: A és la fracció d'aliment F, considerant únicament l'aigua i l'àcid nítric, i val 0,88

F és el cabal d'aliment, en Kg/h

L' és la fracció líquida del magma considerant únicament l'àcid nítric i l'aigua, en Kg/h

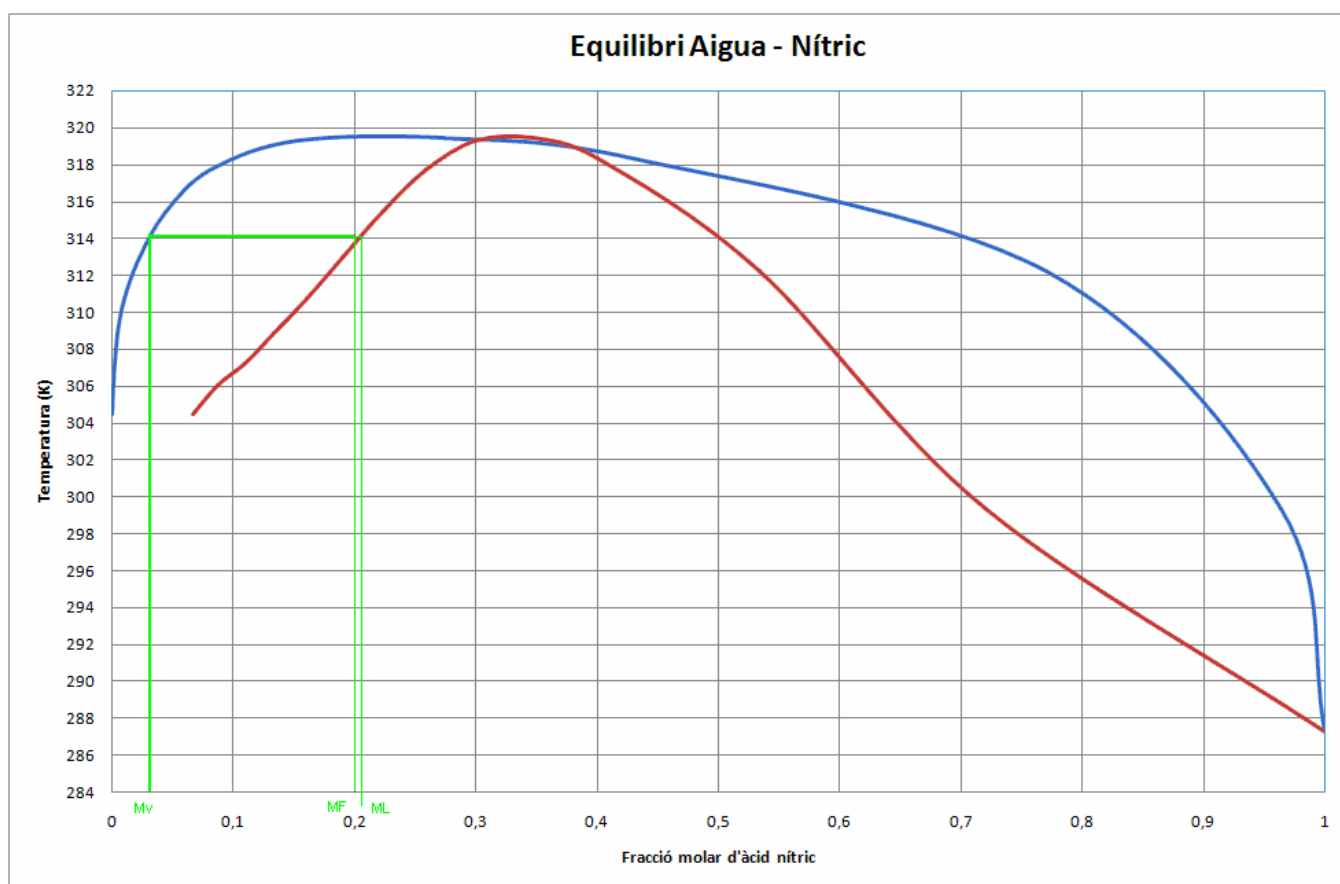
S és la fracció sòlida del magma, en Kg/h

V és la fracció vaporitzada, en Kg/h

M_i són les concentracions d'àcid nítric als diferents corrents, expressada Kg HNO_3 /Kg mescla aigua-nítric

i x_S és la concentració d'àcid adípic al sòlid, en Kg AAD/Kg de cristall.

Les incògnites a trobar amb els balanços són els cabals màssics S, L i V. Per tant, prèviament, cal conèixer les concentracions de nítric i adípic dels diferents corrents. Partint d'un aliment conegut, les concentracions a l'entrada estan definides. En el cas del sòlid, s'ha trobat bibliogràficament (Patent US3479805) que la seva composició, en pes, a la sortida del cristal·litzador és 89,75% d'àcid adípic, 4,1% d'àcid nítric i 6,15% d'aigua. A la mateixa font, es troba que la solubilitat de l'àcid adípic en una mescla com la de l'aliment és aproximadament de 0,045 Kg AAD/ Kg de mescla, a la temperatura d'operació. Cal afegir que la concentració d'adípic al vapor és nul·la. Finalment, amb un diagrama d'equilibri de la mescla aigua – nítric es pot determinar la concentració molar d'aquests a la pressió d'operació (100 mmHg).



Partint d'un aliment conegut, i aplicant els balanços, s'obtenen els cabals següents:

Component\Cabal (kg/h)	<i>Aliment (F)</i>	<i>Líquid (L)</i>	<i>Sòlid (S)</i>	<i>Vapor (V)</i>
<i>Àcid nítric</i>	38935.23	37396.73	354.87	1183.63
<i>Aigua</i>	44653.39	36036.45	530.22	8086.73
<i>Àcid glutàric</i>	1597.46	1597.46	0	0
<i>Àcid succínic</i>	352.71	352.71	0	0
<i>Àcid adípic</i>	11307.75	3583.43	7724.33	0
<i>Vanadi</i>	125	125	0	0
<i>Coure</i>	600	600	0	0
Total	97571.54	79691.77	8609.41	9270.36

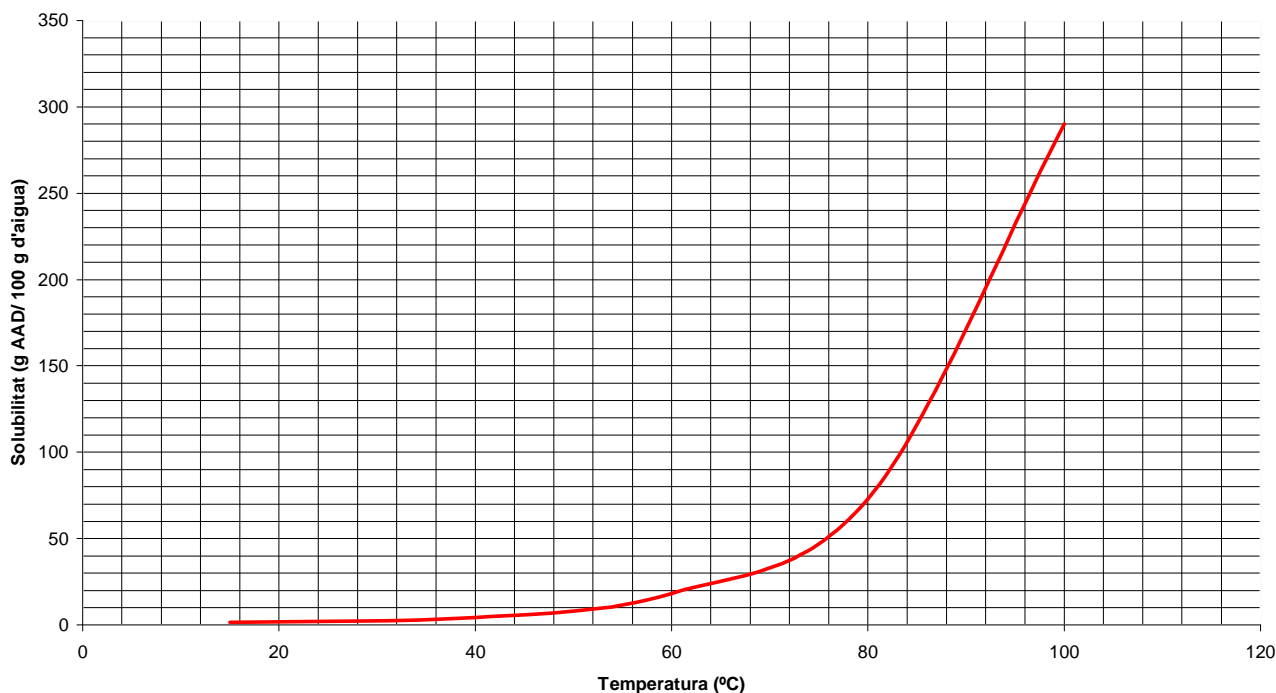
2a cristal·lització:

En aquest cas, on no hi ha evaporació, es necessita únicament el balanç de matèria global i el d'àcid adípic. La concentració d'adípic al sòlid i al líquid és la mateixa que en el 1r cristal·litzador. Així doncs, aplicant els balanços, es poden trobar els diferents corrents:

Component\Cabal (kg/h)	<i>Aliment (F)</i>	<i>Líquid (L)</i>	<i>Sòlid (S)</i>	<i>Vapor (V)</i>
<i>Àcid nítric</i>	1677.62	1651.25	26.37	0
<i>Aigua</i>	972.98	933.09	39.89	0
<i>Àcid glutàric</i>	319.49	319.49	0	0
<i>Àcid succínic</i>	70.54	70.54	0	0
<i>Àcid adípic</i>	716.69	141.40	575.28	0
<i>Vanadi</i>	25	25	0	0
<i>Coure</i>	120	120	0	0
Total	3902.32	3260.77	641.55	0

Recristal·lització:

En aquest cas, també hi ha evaporació però únicament d'aigua. Degut a les condicions d'operació ($P=0.1$ atm), una part de l'aigua és evaporada. Per mitjà del Hysys, ha estat possible determinar aquesta quantitat de vapor. Abans d'aplicar els balanços, cal comentar que es té una mescla d'aigua amb adípic i que, a la temperatura d'operació (50°C), la solubilitat és 9 g AAD/100 g d'aigua.

Solubilitat d'àcid adípic en aigua

Cal afegir que, en aquest cas, el cristall conté un 90% d'àcid adípic, sent la resta aigua.

L'aliment del reciclat·litzador és un mescla que surt d'un tanc de dissolució on es dissol el sòlid amb les aigües mares recirculades del reciclat·litzador (prèvia purga per evitar l'acumulació d'àcid nítric) i aigua fresca. Els cabals són:

Component\Cabal (kg/h)	<i>Recirculat</i>	<i>Aigua fresca</i>	<i>Purga</i>
<i>Àcid nítric</i>	145,50	0	17,98
<i>Aigua</i>	8104,06	3139	1001.63
<i>Àcid glutàric</i>	0	0	0
<i>Àcid succínic</i>	0	0	0
<i>Àcid adípic</i>	403,59	0	49.88
<i>Vanadi</i>	0	0	0
<i>Coure</i>	0	0	0
Total	8653,14	3139	8643.66

Tant el reciclat com l'aigua fresca s'han d'escalfar amb vapor prèviament a la dissolució. En el primer cas, cal un cabal de vapor a 4.813 bars de 678,17 Kg/h i una àrea de bescanvi de 3.62 m²; en el segon, el cabal de vapor és de 448,97 Kg/h i l'àrea, de 2,74 m².

Així doncs, dels balanços i partit d'un aliment conegut, s'obté:

<i>Component\Cabal (kg/h)</i>	<i>Aliment (F)</i>	<i>Líquid (L)</i>	<i>Sòlid (S)</i>	<i>Vapor (V)</i>
<i>Àcid nítric</i>	164.34	164.34	0	0
<i>Aigua</i>	12175.98	9105.68	906.24	2164.06
<i>Àcid glutàric</i>	0	0	0	0
<i>Àcid succínic</i>	0	0	0	0
<i>Àcid adípic</i>	8609.67	453.47	8156.20	0
<i>Vanadi</i>	0	0	0	0
<i>Coure</i>	0	0	0	0
<i>Total</i>	20949.98	9723.49	9062.44	2164,06

Els rendiments que s'obtenen a les diferents cristal·litzacions són:

	Rendiment (%)
1a cristal·lització	68,31
2a cristal·lització	80,27
Recristal·lització	94,73

- Dimensions de l'equip**

Tots els cristal·litzadors de la planta tenen la mateixa forma: un cos cilíndric, acabat amb un tronc cònic a la part inferior i un fons torisfèric, a la superior. Per calcular els volums de cada part, les fórmules a aplicar són:

$$V_{\text{Cilindre}} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot h$$

$$V_{\text{Tronc de con}} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h' \cdot (R^2 + r^2 + R \cdot r)$$

On: D és el diàmetre intern, en m, del cilindre

h és l'alçada del cilindre en metres

h' és l'alçada del tronc cònic, en m

R és el radi gran del tronc cònic, en m

r és el radi petit del tronc cònic, expressat en m

i V és el volum, en m³

1a cristal·lització:

Coneixent el temps de residència (2 hores, d'acord amb la patent US6946572) i el cabal a tractar, es pot calcular el volum total:

$$V = \tau \cdot Q = 2 \text{ h} \cdot 84.52 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} = 169 \text{ m}^3$$

Al tractar-se d'un volum tan gran, es decideix dividir-lo en cinc cristal·litzadors, amb un volum de 34 m^3 . Sobredimensionant un 20%, el volum de cada un dels equips és de $40,5 \text{ m}^3$.

2a cristal·lització:

Coneixent el cabal a tractar i usant el mateix temps de residència que el cas anterior, es pot calcular el volum total:

$$V = \tau \cdot Q = 2 \text{ h} \cdot 3.14 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} = 6.3 \text{ m}^3$$

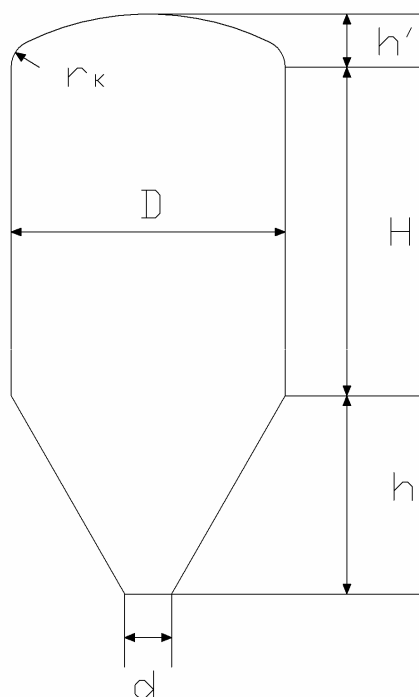
En aquest cas, al tractar-se d'un volum relativament petit, es decideix fer un únic tanc sobredimensionat un 20%, de manera que el volum final és $7,5 \text{ m}^3$.

Recristal·lització:

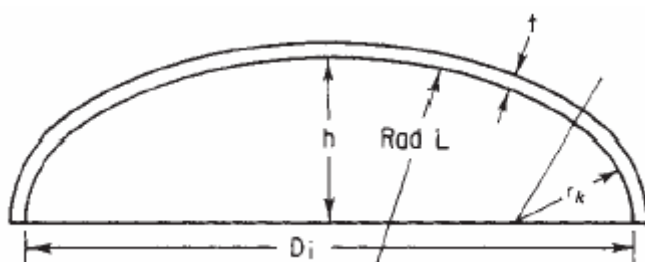
Igual que en el cas anterior, si es coneix el cabal a tractar i usant el mateix temps de residència que els casos anteriors, es pot calcular el volum total:

$$V = \tau \cdot Q = 2 \text{ h} \cdot 20.6 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} = 41.2 \text{ m}^3$$

En aquest cas, també es decideix dividir el volum en dos equips més petits per tal que el diàmetre que s'obté permeti ser transportat per carretera. El volum de cada un dels dos equips és de 20.6 m^3 que, sobredimensionant un 20%, el volum final és de 24.72 m^3 .



Per calcular les dimensions del cristallitzador, el procés a seguir és: es fixa el diàmetre del cilindre (que és igual al diàmetre gran del tronc cònic), el diàmetre petit del tronc cònic i l'angle α , i així es pot calcular l'alçada del tronc cònic. Conseqüentment es pot trobar el volum del tronc cònic que, restat del total, permet calcular el volum del cilindre. Aplicant la fórmula per a calcular el volum d'un cilindre, i tenint el diàmetre fixat, es pot trobar l'alçada que ha de tenir. Per calcular les dimensions del fons torisfèric, es segueix el criteri següent:



On $r_k = 0.1 \cdot D$ i L és igual a la D , és a dir, el diàmetre del cilindre.

Dimensió	1r cristal·litzador	2n cristal·litzador	Recristal·litzador
H (m)	3.00	2.10	3.48
D (m)	3.30	1.75	2.50
d (m)	0.30	0.30	0.30
h (m)	2.60	1.26	1.91
r _K (m)	0.33	0.18	0.25
h' (m)	0.64	0.34	0.48

- **Disseny de l'agitador**

En aquest cas, els cristal·litzadors requereixen una agitació lenta (30 rpm) amb un agitador tipus àncora per tal d'evitar incrustacions a la cara interna de les parets del cristal·litzador.

D'acord amb la informació trobada al Perry's Chemical Engineer's Handbook, el diàmetre d'aquest tipus d'agitador és el 95% del diàmetre del tanc. Així doncs, el diàmetre de l'agitador dels diferents cristal·litzadors és:

Equip	D_{agitador} (m)
1r cristal·litzador	3.14
2n cristal·litzador	1.66
Recristal·litzador	2.38

A la mateixa font bibliogràfica s'ha trobat un número de potència (N_p) igual a 2 per aquest tipus d'agitador. D'aquesta manera, es pot trobar la potència absorbida per l'agitador per mitjà de la fórmula:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

On: N_p és el número de potència, que val 2

ρ és la densitat, suposada igual a la de l'aigua, 1000 kg/m³

N_i és la velocitat d'agitació, que és 0.5 rev/s en tots els casos

D_i és el diàmetre de l'agitador, en metres

i P és la potència, en watts.

Equip	P (Kw)
1a cristal·lització	75.71
2a cristal·lització	3
Recristal·lització	19

- **Balanç d'energia i disseny mecànic de la camisa**

El balanç d'energia d'un cristal·litzador es descriu a partir de les equacions següents:

$$Q = L \cdot H_L + S \cdot H_S + V \cdot H_V - F \cdot H_F$$

$$H_F = (T_F - T_{\text{ref}}) \cdot C_{\text{pL}}^F$$

$$H_V = (T_V - T_{\text{ref}}) \cdot C_{\text{pL}}^V + \lambda_{\text{vap}}$$

$$H_L = (T_L - T_{\text{ref}}) \cdot C_{\text{pL}}^L$$

$$H_S = (T_S - T_{\text{ref}}) \cdot C_{\text{pL}}^S + \lambda_{\text{crist}}$$

On: Q és el calor a aportar o eliminar del sistema, en J/h

T_i és la temperatura de cada un dels corrents, en °C

T_{ref} és la temperatura de referència, que és 25°C

H_i és l'entalpia de cada corrent, en J

λ_{crist} és el calor de cristal·lització, que val -214000 J/Kg

λ_{vap} és el calor de vaporització, $2,46 \cdot 10^6$ J/Kg

F és l'aliment del cristal·litzador, en Kg/h

L és el corrent líquid que surt del cristal·litzador, en Kg/h

S és el corrent de cristalls a la sortida del cristal·litzador, Kg/h

V és el cabal de vapor que surt del cristal·litzador, en Kg/h

i C_{pL}^i és el calor específic per a líquids de cada corrent, en J/Kg·°C

$$C_{\text{pL}}^i = \sum x_j \cdot C_{\text{pL},j}$$

Sent x_j la fracció màssica de cada component i $C_{\text{pL},j}$, el calor específic per a líquids de cada component, expressat en J/Kg·°C, i calculat com:

$$C_{\text{pL},j} = (C_{\text{pLA}} + C_{\text{pLB}} \cdot T + C_{\text{pLC}} \cdot T^2 + C_{\text{pLD}} \cdot T^3 + C_{\text{pLE}} \cdot T^4) \cdot \text{PM}_j$$

Component	C _{pLA}	C _{pLB}	C _{pLC}	C _{pLD}	C _{pLE}	C _{pL} (J/Kg·K)
Àcid nítric	1,31E+05	-1,22E+02	1,70E-01	0,00E+00	0,00E+00	1750,880
Aigua	5,26E+04	2,41E+02	-8,51E-01	1,00E-03	0,00E+00	2923,889
Àcid glutàric	1,36E+05	3,82E+02	0	0	0	1029,746
Àcid succínic	2,45E+05	-2,37E+02	6,31E-01	0	0	2072,741
Àcid adípic	2,80E+05	2,03E+02	0	0	0	1915,971

Al balanç d'energia anterior cal sumar-hi el calor aportat per l'agitador, calculat a partir de l'equació:

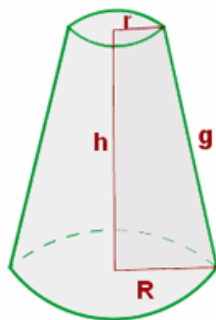
$$Q_{\text{agitador}} = 0,92 \cdot P$$

On P és la potència de l'agitador, en J/h, i Q_{agitador} és el calor després per l'agitador, expressat en J/h.

L'àrea de bescanvi màxima disponible es la suma de l'àrea lateral de la part cilíndrica i la del tronc cònic, calculat amb l'equació:

$$A_{\text{Total}} = A_{\text{Lateral cilindre}} + A_{\text{Lateral tronc cònic}}$$

$$A_{\text{Total}} = \pi \cdot h_{\text{cil}} \cdot D + \pi \cdot g \cdot \left(\frac{D}{2} + \frac{d}{2} \right)$$



	A (m ²)
1a cristal·lització	41,30
2a cristal·lització	17,37
Recristal·lització	35,67

1a cristal·litzador:

La primera cristal·lització, que es porta a terme en cinc cristal·litzadors en paral·lel, rep l'aliment a 78°C i el procés té lloc a 41°C.

El calor a aportar a cada un dels cristal·litzadors és $Q = 2,92 \cdot 10^6$ KJ/h i el bescanvi es portarà a terme mitjançant la condensació del vapor en una camisa tipus mitja canya. El vapor circularà per la camisa a una velocitat de 20 m/s i a una pressió absoluta de 3.013 bars, sent la temperatura de condensació de 133.69°C i l'entalpia de vaporització és de 2163,3 KJ/Kg.

$$Q = m \cdot \lambda_{\text{vap}}$$

$$m = \frac{Q}{\lambda_{\text{vap}}} = \frac{2,92 \cdot 10^6 \text{ KJ} \cdot \text{h}^{-1}}{2163,3 \text{ KJ} \cdot \text{Kg}^{-1}} = 1366,7 \text{ Kg/h}$$

El volum específic del vapor a aquestes condicions és 0.603 m³/Kg. Així doncs, es pot convertir el cabal màssic de vapor en volumètric, esdevenint 824,12 m³/h.

Dividint el cabal volumètric per la velocitat de circulació del vapor (20 m/s) es troba l'àrea que ha de tenir la secció de la mitja canya. Coneixent aquesta dada i sabent que la mitja canya és mitja circumferència, es pot trobar el diàmetre que ha de tenir la mitja canya.

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{824,12 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{20 \text{ m/s}} = 1,14 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{2 \cdot \frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{2 \cdot \frac{4 \cdot 1,14 \cdot 10^{-2}}{\pi}} = 0,17 \text{ m}$$

Amb l'equació següent es pot trobar l'àrea necessària per al bescanvi de calor. Per fer-ho, s'ha usat la funció *Solver* del Microsoft Excel, de manera que fixant la temperatura de vaporització (133,69°C), trobés l'àrea de bescanvi.

$$Q = U \cdot A \cdot (T_{\text{vap}} - T_{\text{crist}})$$

Bibliogràficament, s'ha trobat que en una camisa per on circula vapor, el coeficient global de transferència de calor (U) val 285 J/(m²·s·K). L'àrea que s'obté és de 30,66 m², un 74% de l'àrea total disponible.

2a cristal·lització:

En aquest cas, el cristal·litzador treballa a pressió atmosfèrica i a una temperatura de 35°C. A diferència dels altres cristal·litzadors, en aquest cas s'ha d'eliminar calor del sistema, decidint-se usar aigua freda. Aquesta aigua entrarà a la camisa (tipus mitja canya) a 7°C i en sortirà a 22°C, sent necessari un equip de fred per regenerar l'aigua freda.

Primerament, es calcularà el cabal d'aigua que es necessita de la manera següent:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_{\text{SORTIDA}} - T_{\text{ENTRADA}})$$

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot (T_{\text{SORTIDA}} - T_{\text{ENTRADA}})} = \frac{5,37 \cdot 10^8 \text{ J/h}}{4180 \text{ J/Kg} \cdot ^\circ\text{C} \cdot (22 - 7) ^\circ\text{C}} = 8562,2 \text{ Kg/h}$$

Suposant una densitat de 1000 Kg/m³, s'obté un cabal volumètric de 8,56 m³/h. Dividint per la velocitat de circulació del líquid per canonades (1 m/s), es troba l'àrea que ha de tenir la mitja canya, que és 2,38·10⁻³ m². Coneixent que la secció d'una mitja canya és mitja circumferència es pot trobar, de la mateixa manera que a la primera cristal·lització, el diàmetre de la mitja canya. En aquest cas, és de 7,8 cm.

Finalment, s'ha de trobar l'àrea total de transmissió de calor, de la forma següent:

$$Q = U \cdot A \cdot \left(T_{\text{Crist}} - \frac{T_{\text{Camisa,E}} - T_{\text{Camisa,S}}}{2} \right)$$

En aquest cas, també s'ha usat la funció Solver del Microsoft Excel per trobar l'àrea de bescanvi, fixant un coeficient global de transmissió de calor de 350 W/m²·°C, trobat a la bibliografia. L'àrea que s'obté és 15,49 m², un 89,2% de l'àrea total disponible.

Recristal·lització:

Cada un dels dos recristal·litzadors treballa al buit i a una temperatura de 50°C, rebent l'aliment a 89°C.

En aquest cas, el calor a aportar al sistema és 8,13·10⁵ KJ/h, emprant una camisa tipus mitja canya amb vapor, el qual condensa escalfant el sistema. El procediment que es segueix és el mateix que el seguit per a la primera cristal·lització, amb la diferència que ara el vapor es troba a 2,013 bars de pressió absoluta i, per tant, la temperatura de condensació és de 120,42°C i el calor de vaporització és 2201,1 KJ/Kg. En aquest cas, la velocitat de circulació del vapor també són 20 m/s.

Primerament es calcula el cabal màssic i, posteriorment, es converteix a cabal volumètric amb el volum específic, que en aquestes condicions és $0,881 \text{ m}^3/\text{Kg}$.

$$Q = m \cdot \lambda_{\text{vap}}$$

$$m = \frac{Q}{\lambda_{\text{vap}}} = \frac{8,13 \cdot 10^5 \text{ KJ} \cdot \text{h}^{-1}}{2201,1 \text{ KJ} \cdot \text{Kg}^{-1}} = 369,31 \text{ Kg/h}$$

El cabal volumètric que s'obté és $325,26 \text{ m}^3/\text{h}$. De la mateixa manera que el cas anterior, es pot trobar l'àrea de secció de la mitja canya i, sabent que és mitja circumferència, es pot calcular el diàmetre:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{369,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{20 \text{ m/s}} = 4,52 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{2 \cdot \frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{2 \cdot \frac{4 \cdot 4,52 \cdot 10^{-3}}{\pi}} = 0,11 \text{ m}$$

Finalment, es calcula l'àrea de bescanvi necessària per a escalfar l'equip. S'obté que l'àrea de transmissió és de $6,24 \text{ m}^2$, que equival a un 17% de l'àrea total disponible. Cal dir que, en aquest cas, el coeficient global de transmissió de calor emprat és $450 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$, que és el mínim recomanat en el cas de vapor circulant per una camisa per escalfar una solució aquosa.

Per fer el disseny mecànic de la camisa, únicament és necessari fer els càlculs a pressió de disseny interna ja que l'externa és l'atmosfèrica. Es suposarà que el vapor o l'aigua de refrigeració circula per un tub cilíndric, sent el diàmetre el de la mitja canya, calculat anteriorment. Es considera que si el gruix trobat resisteix la pressió de disseny, aquest mateix gruix també resistirà la mateixa pressió quan es té únicament una secció de mitja circumferència. Així doncs, el disseny mecànic segueix el procediment emprat en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge(11.1.). En tots els casos, el gruix que s'obté és de 3mm, ja considerant la tolerància de fabricació i la tolerància a la corrosió.

- **Disseny mecànic**

Els cristal·litzadors disposen d'una camisa per on circula vapor a pressió i, conseqüentment, la pressió externa no és l'atmosfèrica. Així doncs, en els càlculs del

disseny mecànic no es pot negligir el disseny a pressió externa, sent necessari calcular el gruix a pressió de disseny interna i externa per tal d'escollir el més alt per garantir que resistirà tant la pressió interna com l'externa. El material a emprar és acer AISI 304.

Com ja s'ha dit, els reactors consten de tres parts. El disseny de la part cilíndrica i del fons torisfèric s'explica en el disseny de la columna de C-402. Així doncs, únicament és necessari explicar el disseny mecànic del tronc cònic, que es calcula de la forma següent, seguint les normes ASME:

- A pressió interna:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E - 0.6 \cdot P)}$$

On: t és el gruix, en polzades, a la pressió de disseny interna

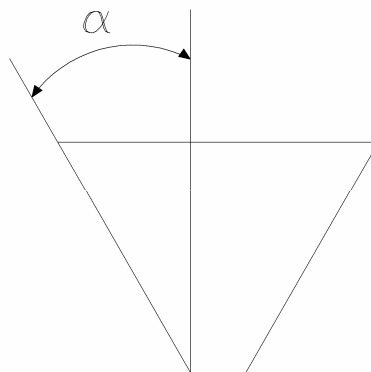
P és la pressió de disseny interna, en psi

D és el diàmetre gran del con, en polzades

S és el límit elàstic del material, en psi

E és el factor de soldadura (0,85)

α és l'angle, representat a l'esquema següent, i val 30°



- A pressió externa:

És un procés iteratiu, en el que es coneix la pressió de disseny externa i es van suposant diferents gruixos. Els passos a seguir són:

- Suposar un gruix t, en polzades.
- Calcular D_L/t_e , on D_L és el diàmetre extern gran del tronc cònic (en polzades) i t_e es calcula com a $t \cdot \cos \alpha$, on α és l'angle indicat a l'esquema anterior (30°).
- Calcular h_e/D_L , sent:

$$h_e = \frac{h}{2} \left(1 + \frac{D_s}{D_L} \right)$$

On: h és l'alçada del con, en polzades

D_s és diàmetre extern petit del con, en polzades

D_L és el diàmetre extern gran del con, en polzades

- Gràficament, a partir del valor de h_e/D_L i D_L/t_e , es troba A.
- Amb la gràfica de l'apartat 11.7. i amb A, es troba B.
- Es calcula la pressió admissible amb el gruix suposat a partir de l'equació següent:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot \frac{D_L}{t_e}}$$

Si la pressió que s'obté és igual o superior a la pressió de disseny externa, aquest és el mínim gruix necessari. Sinó és el cas, cal suposar un nou gruix.

Un cop es té el gruix de cada part, cal fer una correcció, sumant-li 1 mm per compensar els efectes de la corrosió i un 10%, per possibles errors de fabricació.

Així doncs, els gruixos que s'obtenen, ja corregits, són:

Equip\Gruix (mm)	<i>Part cilíndrica</i>	<i>Part del tronc cònic</i>	<i>Tapa torisfèrica</i>
<i>1r cristal·litzador (CR-501)</i>	15	15	5
<i>2n cristal·litzador (CR-502)</i>	10	8	4
<i>Recristal·litzador (CR-503)</i>	12	10	5

Cal comentar que el disseny de la tapa torisfèrica s'ha fet a pressió interna únicament ja que no està cobert per la camisa i, per tant, la pressió externa és l'atmosfèrica. Les altres dues parts s'han dissenyat a pressió interna i externa, agafant com a vàlid el gruix més alt. Per trobar la pressió de disseny externa, s'ha sumat a la d'operació un 10% d'aquesta.

- **Càlcul del pes dels equips**

Primerament es calcula el pes de l'equip buit, que és la suma dels pesos de les seves parts constituents: el cilindre, el fons de secció cònica i la tapa torisfèrica. La densitat del material a emprar, AISI 304, és 7850 Kg/m³.

En el cas de la part cilíndrica, es segueix el mateix procediment explicat en el disseny de tancs. El càlcul del pes de la tapa torisfèrica s'explica en el disseny del reactor. Únicament cal explicar el càlcul del pes de la secció cònica, que es fa de la següent manera:

Primer es calcula el volum del tronc cònic usant els radis externs, trobant V_1 . A continuació, es fa el mateix però amb els radis interns, obtenint V_2 . La diferència entre els dos serà el volum real de la xapa del fons cònic (V). Finalment, aquest volum trobat es multiplica per la densitat del material per trobar la massa.

$$V_1 = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R_o^2 + r_o^2 + R_o \cdot r_o)$$

$$V_2 = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R^2 + r^2 + R \cdot r)$$

$$V = V_1 - V_2$$

$$m = V \cdot \rho$$

On: h és l'alçada del tronc cònic, en metres

R_o i r_o són, respectivament, els radis gran i petit externs, en metres

R i r són, respectivament, els radis gran i petit interns, en metres

ρ és la densitat del material, en kg/m³

i m és la massa de la secció cònica, en kg.

Els pesos de l'equip buit sencer i de cada una de les parts que el constitueixen es troben resumits a la taula següent:

Equip\Pes (Kg)	<i>Cilindre</i>	<i>Tronc cònic</i>	<i>Tapa torisfèrica</i>	<i>Total</i>
<i>1r cristal·litzador</i>	1836.07	1744.37	124.71	3705.15
<i>2n cristal·litzador</i>	455.25	255.92	23.39	734.56
<i>Recristal·litzador</i>	1288.73	662.51	59.66	2010.9

A aquest pes cal sumar-li el pes de la camisa. Per calcular el pes de la mitja canya, cal considerar que l'àrea de bescanvi de calor es pot comparar a un rectangle d'amplada el diàmetre de la mitja canya i llargada, tota la longitud de la mitja canya. Per

trobar aquesta longitud, s'aplicarà la fórmula de l'àrea d'un rectangle: $A = D \cdot L$, on A és l'àrea que ocupa la mitja canya, D és el diàmetre d'aquesta i L, la longitud.

Així doncs, si es coneix l'àrea total de bescanvi que ocupa la mitja canya, es troba que la longitud d'aquesta a cada un dels reactors és:

	Longitud mitja canya (m)
1a cristal·lització	179.58
2a cristal·lització	199.08
Recristal·lització	57.60

El pes de la mitja canya es calcularà seguint el procés del càlcul del volum de xapa d'un cilindre, però considerant únicament la meitat del cilindre. Cal recordar que el gruix de la xapa de la mitja canya és de 3 mm.

	Pes mitja canya (m)
1a cristal·lització	1154.09
2a cristal·lització	595.18
Recristal·lització	237.20

Finalment, el pes total de l'equip buit és de 4859.24 Kg en el cas de cada un dels 5 equips en paral·lel de la primera cristal·lització; 1329.74 Kg, el segon cristal·litzador; i 2247.9 Kg, cada un dels dos recristal·litzadors.

Per calcular el pes de l'equip ple i en operació cal sumar-hi el pes del contingut del cristal·litzador i el de la camisa. El contingut de cada cristal·litzador es calcula multiplicant el volum d'aquest per la densitat, que es considera de 1130 Kg/m^3 . El pes del contingut de cada un dels equips és:

- Cada un dels 5 equips de la primera cristal·lització té un contingut en pes de 38205,3 Kg.
- El pes del contingut del segon cristal·litzador és de 7085,1 Kg.
- En cada un dels dos recristal·litzadors, el pes del contingut és de 23278 Kg.

El pes del contingut de la camisa es calcularà suposant el pitjor dels casos, que és quan conté aigua (1000 Kg/m^3), el que suposaria que està plena de condensat en el cas de circulació de vapor. Així doncs,

- La camisa de cada un dels 5 equips de la primera cristal·lització té un contingut en pes de 2055,52 Kg.
- El pes del contingut de la mitja canya del segon cristal·litzador és de 473,44 Kg.
- En cada un dels dos recristal·litzadors, el pes del contingut és de 265,42 Kg.

Per acabar, a la taula següent es resumeix el pes total de cada cristal·litzador ple i en operació:

	Pes total (Kg)
1a cristal·lització	45120.06
2a cristal·lització	8888.28
Recristal·lització	25791.32

11.8.2. Disseny del tanc de dissolució

De la mateixa manera que s'ha dissenyat el tanc de dissolució de catalitzador, es dissenya el tanc, amb plaques deflectores, de dissolució dels cristalls abans de la recristal·lització. El criteri a seguir és el mateix, és a dir, que el temps de residència sigui, com a mínim, un ordre de magnitud superior al temps de mescla. El temps de residència que s'obté és de 2,5 minuts. D'aquesta manera, les dimensions del tanc que s'obtenen són:

$$D = 0.9 \text{ m}$$

$$h = 1.5 \text{ m}$$

Els fons torisfèrics, tant la tapa superior com inferior, es dissenyen d'acord amb les dimensions del model Klopper: $R = D$ i $r = 0,1 \cdot D$.

Els gruixos obtinguts després de fer el disseny mecànic a pressió interna (amb el mateix procediment que el reactor, ja que l'externa és l'atmosfèrica, són:

Part cilíndrica: 3 mm

Fondos torisfèrics: 3 mm

Aquests gruixos ja inclouen la correcció, és a dir, se'ls hi ha sumat un mil·límetre per compensar els efectes de la corrosió i un 10% del gruix trobat per preveure els possibles errors de fabricació.

El pes total de l'equip (sense contar el de l'agitador) buit i en operació és de 118.85 Kg i 1073.11 Kg, respectivament.

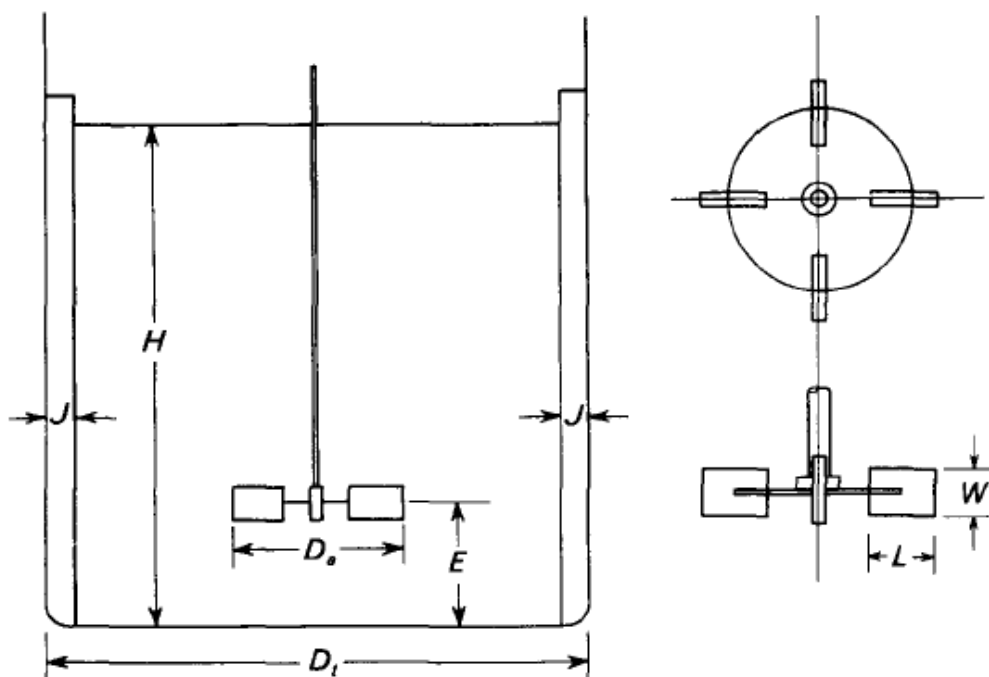
L'agitador del que disposarà el tanc serà una turbina de sis pales planes, instal·lat al centre del tanc. La turbina gira a una velocitat de 90 rpm. Les dimensions seran:

$$D_a = \frac{D_t}{3} = 0,3 \text{ m}$$

$$E = D_a = 0,3 \text{ m}$$

$$W = \frac{D_a}{5} = 0,06 \text{ m}$$

$$L = \frac{D_a}{4} = 0,075 \text{ m}$$



Per calcular la potència necessària, primerament es calcula el Reynolds, amb la fórmula següent:

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$$

On: N_{Re} és el mòdul adimensional de Reynolds

D_a és el diàmetre de l'agitador, en peus

n és la velocitat de gir de la turbina, rev/s

ρ és la densitat, en lb/ft^3 ($1000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$)

μ és la viscositat en lb/ft-s ($1 \text{ cP} = 6,7 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft-s}$)

El Reynolds que s'obté és de 135000. A la gràfica següent es troba que el número de potència en aquest cas val $N_p = 6,0$.

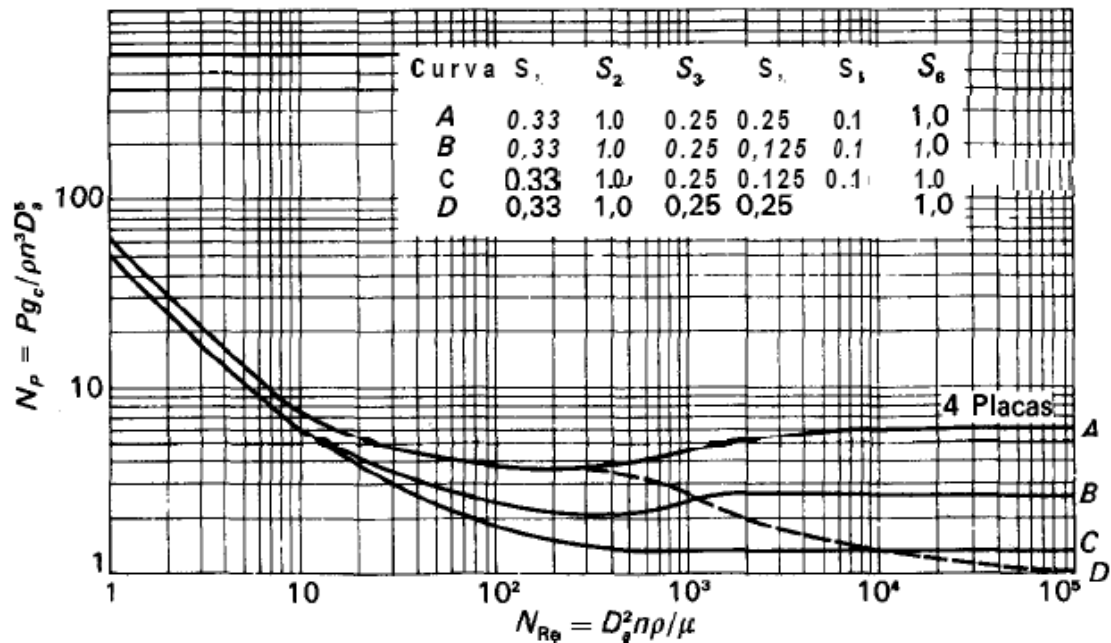


Figura 9.13. Número de potència N_p frente a N_{Re} para turbinas de seis palas.

Finalment, es calcula la potència necessària amb l'equació:

$$P = \frac{N_p \cdot n^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g}$$

On: P és la potència, en ft-lb/s

N_p és número de potència, que en aquest cas és igual a 6

n és la velocitat d'agitació, que és 1,5 rev/s

D_a és el diàmetre de la turbina, en ft

ρ és la densitat, en lb/ft^3

g és l'acceleració de la gravetat ($32,17 \text{ ft/s}^2$)

La potència que s'obté, ja passada a kilowatts i sobredimensionada, és de 0,1 KW.

11.9. ASSECADOR FLUÏDITZAT

11.9.1. Disseny funcional de l'assecador fluïditzat

- Dades dels corrents d'entrada i sortida

Al assecador entra una massa d'àcid adípic sec de 9827 kg/h amb una humitat del 8.16 %. És a dir:

	kg/h	%pes
AA	10194	91,84
H₂O	906	8,16
Total	11100	100

Fig.22 : Entrada al assecador.

Segons la bibliografia (Pt. WO 2005/033057) si s'utilitza pel assecat un corrent de nitrogen a 100 °C a la sortida del assecador obtindrem un producte amb una humitat del 0.1%. Per tant:

	kg/h	%pes
AA	8155	99,90
H₂O	8	0,10
Total	8163	100

Fig. 23: Sortida de sòlid del assecador.

S'ha considerat que un 20% del sòlid es veurà arrossegat pel nitrogen. Tal i com s'observa en el balanç de matèria general indicat anteriorment, aquest sòlid no es perd sinó que es recircula una altra vegada al assecador. La massa que li correspon ja està inclosa en el valor de massa d'àcid adípic a l'entrada de la figura 1.

Per tant, a més a més de nitrogen, a la sortida de gas hi haurà 2039 kg/h d'àcid adípic.

Sabent que en un assecador fluïditzat el gas de assecat sortirà a una temperatura igual a la temperatura humida i observant el psicromètric obtenim que:

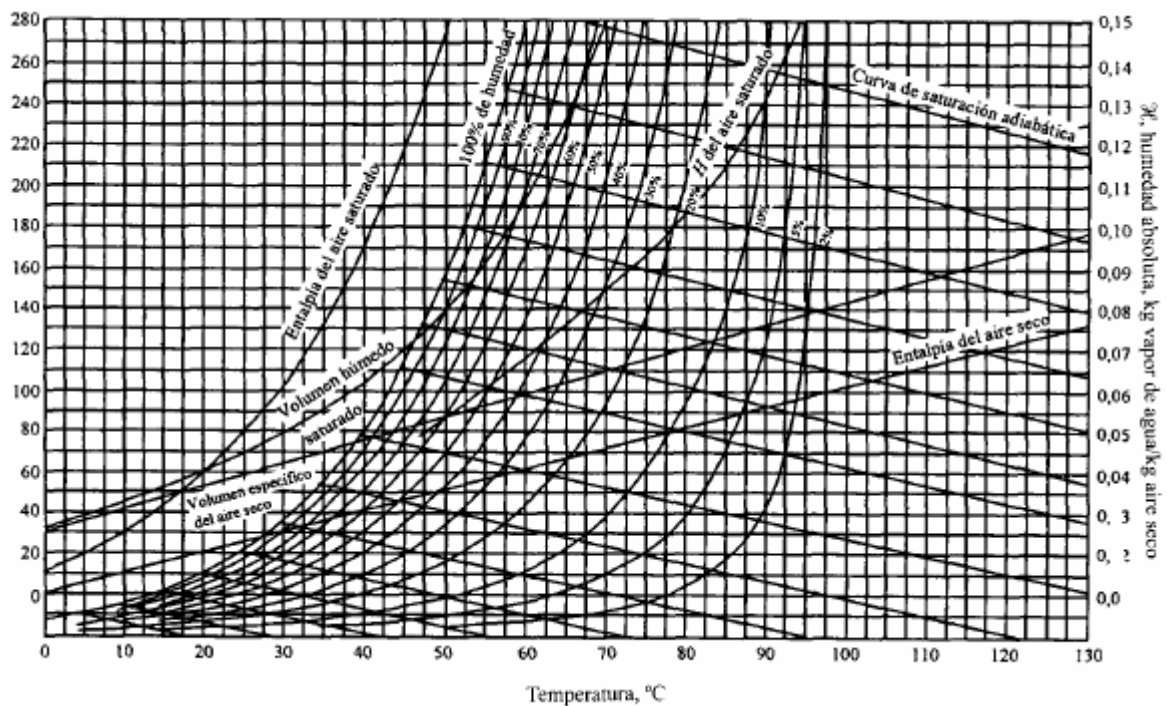


Fig.24 : Psicromètric.

- Dades del Nitrogen:

$$T_{\text{ent}} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad T_{\text{sort}} = 37 \text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow \text{Temperatura humida.}$$

$$H_{\text{ent}} = 0.01 \quad H_{\text{sort}} = 0.038$$

Com el assecador serà adiabàtic, els valors de T_{sort} i H_{sort} s'han llegit al psicromètric seguint la recta adiabàtica.

Calculem la massa d'aigua que conté per massa d'àcid adípic sec:

$$W_{ent} = \frac{906}{10194} \frac{kgH_2O/h}{kgAA\ sec/h} = 0.089 \frac{kgH_2O}{kgAA\ sec}$$

$$W_{sort} = \frac{8}{8155} \frac{kgH_2O/h}{kgAA\ sec/h} = 0.001 \frac{kgH_2O}{kgAA\ sec}$$

Es troba la massa de nitrogen necessari per al assecat amb el següent balanç:

$$W_{ent} - W_{sort} = m \cdot (H_{sort} - H_{ent}) \quad 0.089 - 0.001 = m \cdot (0.038 - 0.01)$$

$$m = 3.14 \frac{kgN_2\ sec}{kgAA\ sec}$$

Per tant, el cabal de nitrogen necessari serà:

$$3.14 \frac{kgN_2\ sec}{kgAA\ sec} \cdot 10194 \frac{kgAA\ sec}{h} = 31996 \frac{kgN_2\ sec}{h}$$

- **Dimensions del assecador**

A continuació s'explica els passos que s'han seguit per conèixer el volum del assecador, així com el diàmetre i l'alçada.

Per calcular el cabal volumètric de nitrogen, primer estimem el seu volum específic a la humitat i temperatura d'entrada. Aquesta dada es pot llegir al psicromètric, o bé calcular a partir de l'equació:

$$\nu = \left(\frac{H}{M_v} + \frac{1}{M_g} \right) \cdot \frac{22.4 \cdot T}{273} = \left(\frac{0.01}{18} + \frac{1}{29} \right) \cdot \frac{22.4 \cdot (273 + 100)}{273} = 1.11 \frac{m^3}{kgN_2\ sec}$$

M_v i M_g són els pesos moleculars del vapor d'aigua i del gas utilitzat, respectivament.

Així,

$$31996 \frac{kg N_2 \text{ sec}}{h} \cdot 1.11 \frac{m^3}{kg N_2 \text{ sec}} = 35518 \frac{m^3 N_2}{h} = 9.87 \frac{m^3 N_2}{s}$$

La velocitat a la que haurà de circular el nitrogen s'ha calculat a partir d'una fórmula empírica (Leva, 1959), la qual és àmpliament utilitzada per estimar la velocitat necessària per obtenir una bona fluïdització:

$$G = 1.41 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{dp^{1.82}}{\mu_{gas}^{0.88}} \cdot (\rho_{gas} \cdot (\rho_{sòlid} - \rho_{gas}))^{0.94} \quad (g/s \cdot m^2)$$

on:

$$\mu_{gas} = 2.156 \cdot 10^{-5} \text{ kg} / \text{m} \cdot \text{s}$$

$$\rho_{gas} = 0.9149 \text{ kg} / \text{m}^3 \quad (\text{dades del gas a } 100^\circ \text{C})$$

$$\rho_{sòlid} = 700 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$dp = 200 \mu \text{m}$$

La dada del diàmetre de partícula s'ha obtingut a partir d'un estudi patrocinat per diverses empreses (Susan Philyow, 2002).

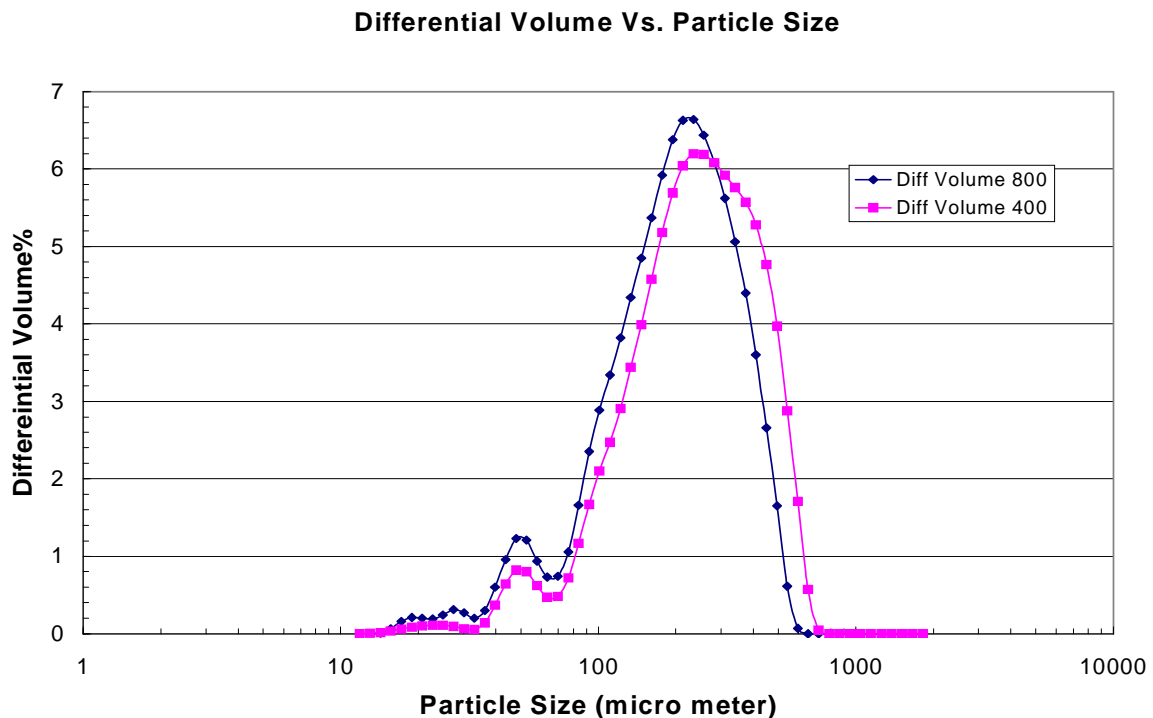


Fig. 25: Volum de cada mida de partícula d'Àcid Adípic obtingut, per a diferents velocitats utilitzades en el cristal·litzador.

D'aquesta manera:

$$G_{N_2} = 4178.61 \text{ g} / \text{s} \cdot \text{m}^2 = 4.18 \text{ kg} / \text{s} \cdot \text{m}^2$$

$$v_{N_2} = \frac{G_{N_2}}{\rho_{N_2}} = \frac{4.18}{0.9149} = 4.57 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Així:

$$\text{Àrea de pas} = \frac{Q}{v} = \frac{9.87 \text{ m}^3 / \text{s}}{4.57 \text{ m} / \text{s}} = 2.16 \text{ m}^2$$

Com que:

$$10194 \frac{\text{kgAA}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{700 \text{ kg}} = 14.56 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

i segons la bibliografia (Pt. WO 2005/033057) el temps d'assecat necessari és d'1 hora, el volum del assecador correspon a 14.56 m^3 .

Al conèixer l'àrea de pas i el volum de l'assecador ja es pot calcular el diàmetre i l'alçada de l'assecador.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2.16}{\pi}} = 1.67 \text{ m}$$

$$\text{Alçada ocupat per l'Àcid Adípic} = \frac{V}{A} = \frac{14.56 \text{ m}^3}{2.16 \text{ m}^2} = 6.74 \text{ m}$$

$$\text{Alçada assecador} = 6.74 + 1.5 = 8.24 \text{ m}$$

L'assecador s'ha sobredimensionat deixant, per sobre el llit, un espai lliure de 1.5 metres que deixi fluïditzar i que permeti a les partícules més petites que són arrossegades tornar a dipositar-se.

A més de la forma cilíndrica de l'assecador s'ha afegit dues tapes còniques a l'entrada i sortida del gas.

El càlcul de dimensionament d'aquest tipus de tapes ja s'ha explicat en equips anteriors. Els resultats han estat:

$$h_{con} = 1.87m$$

$$d_{gran} = 1.67m$$

$$d_{petit} = 0.3m$$

- **Balanc d'energia**

Sabent que s'utilitza 31997 kg/h de nitrogen, el qual entra a l'assecador a 100°C i surt a 37°C, es pot calcular que l'aport de calor al sistema és el següent:

$$Q = m_{N_2} \cdot Cp_{N_2} \cdot (T_{sort} - T_{ent})$$

$$\text{on: } Cp_{N_2} = 1.04 \text{ KJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$Q = 31996 \cdot 1.04 \cdot (37 - 100) = -2096378 \text{ KJ} / h$$

L'àcid adípic, el qual entra a una temperatura de 50°C, s'escalfarà, mentre que l'aigua s'evaporarà.

$$Q = m_{AA} \cdot Cp_{AA} \cdot (T_{sort} - T_{ent}) + m_{H_2O} \cdot \lambda_{H_2O}$$

$$\text{on: } Cp_{AA} = 1.59 \text{ KJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{H_2O} = 2257 \text{ KJ/kg}$$

Com el sistema és adiabàtic, igualant les dues equacions es pot trobar la temperatura a la que sortirà de l'assecador l'àcid adípic:

$$10194 \cdot 1.59 \cdot (T_{sort} - 50) + 906 \cdot 2257 = 2096378$$

$$T_{sort} = 53.17 ^\circ\text{C}$$

- **Disseny mecànic**

A continuació s'indica quin ha de ser el gruix de l'equip i el seu pes. L'assecador treballa a pressió atmosfèrica i a una temperatura màxima de 100 °C. Es construirà amb el material AISI-304 i estarà format per un recipient cilíndric amb dos parts còniques, una a la part superior i una altra a la part inferior.

El càlcul del gruix en equips cilíndrics i cònics ja s'ha explicat anteriorment, en aquest cas s'ha procedit de la mateixa manera i el resultat ha estat:

t cilindre (mm)	3
t cons (mm)	6

Fig.26: Resultats del gruix de l'assecador.

Per conèixer el pes de l'equip s'ha utilitzat el procediment dels equips anteriors, de manera que:

Pes equip buit (kg)	1518
Pes operació (kg)	12068

Fig.27 : Resultats del pes de l'equip buit i en operació.

11.10. REFREDADOR FLUÏDITZAT

11.10.1 Disseny del refredador fluïditzat

- **Dades dels corrents i balanç d'energia**

Al refredador entra un corrent de 8155 kg/h d'àcid adípic sòlid que prové de l'assecador amb una quantitat baixa d'aigua de 8.16 kg/h.

Aquest corrent es troba a 53.17 °C i cal refredar-lo a 20 °C, temperatura adequada per a l'emmagatzematge de l'àcid adípic.

Per refredar-lo s'utilitza un corrent de nitrogen a 20 °C, el qual permetem que s'escalfi només fins a 37 °C ja que posteriorment haurà de passar per un cicló. Tot i que s'ha considerat que les partícules més petites són arrossegades e l'assecador i per tant en el refredador no n'hi haurà, a la sortida de gas d'aquest s'ha decidit instal·lar també un cicló per a més seguretat considerant el pitjor dels casos.

Així doncs, amb el balanç d'energia, s'estima la calor que alliberarà el sòlid:

$$Q = m_{AA} \cdot Cp_{AA} \cdot (T_{sort} - T_{ent}) + m_{H_2O} \cdot Cp_{H_2O} \cdot (T_{sort} - T_{ent})$$

On: $Cp_{AA} = 1.59 \text{ KJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

$Cp_{H_2O} = 4.22 \text{ KJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

$$Q = 8155 \cdot 1.59 \cdot (20 - 53.17) + 8.16 \cdot 4.22 \cdot (20 - 53.17) = -428266 \text{ KJ / kg}$$

Com el sistema és adiabàtic aquesta calor és la que rebrà el nitrogen, per tant, es pot calcular el cabal necessari de nitrogen per refredar el sòlid a 20 °C:

$$Q = m_{N_2} \cdot Cp_{N_2} \cdot (T_{sort} - T_{ent})$$

On: $Cp_{N_2} = 1.04 \text{ KJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

$$m_{N_2} \cdot 1.04 \cdot (37 - 20) = 428266 \quad m_{N_2} = 24389 \text{ kg/h}$$

- **Dimensions del refredador**

A partir de patents (Pt. WO 2005/033057) s'ha conegut que el temps necessari per a aquest refredament és de 5 minuts.

El cabal volumètric de l'àcid adípic és:

$$8155 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{700 \text{ kg}} = 11.65 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad \left(\rho_{AA} = 700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

Per tant, el volum ocupat pel sòlid és:

$$V = Q \cdot \tau = 11.65 \frac{m^3}{h} \cdot 0.083h = 0.967m^3$$

(5 minuts = 0.083 hores)

El refredador té la mateixa forma que ja s'ha descrit en l'assecador i al ser també un equip de llit fluiditzat el càlcul de l'àrea de pas es procedirà de la mateixa manera. Per tant:

$$Qv_{N_2} = 24389 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1m^3}{1.2kg} = 20324 \frac{m^3}{h} = 5.65 \frac{m^3}{s}$$

Amb les dades:

$$\rho_{gas} = 1.2 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{sòlid} = 700 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{gas} = 1.76 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$

$$dp = 200\mu\text{m}$$

$$G = 1.41 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{(200 \cdot 10^{-3})^{1.82}}{(1.76 \cdot 10^{-5})^{0.88}} \cdot [1.2 \cdot (1.2 - 700)]^{0.94}$$

$$G_{N_2} = 6.43 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2$$

$$v_{N_2} = \frac{6.43}{1.2} \cdot \frac{kg / s \cdot m^2}{kg / m^3} = 5.36 \frac{m}{s}$$

$$A = \frac{Qv}{v} = \frac{5.65 \text{ m}^3 / s}{5.36 \text{ m} / s} = 1.05m^2$$

Així doncs, el diàmetre del refredador correspon a:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.05}{\pi}} = 1.16m$$

L'alçada ocupada per l'àcid adípic és:

$$h_{AA} = \frac{V}{A} = \frac{0.97 \text{ m}^3}{1.05 \text{ m}^2} = 0.92m$$

Igual que en el cas de l'assecador s'afegeix un metre i mig per la part superior per tal de deixar que el sòlid fluïditz i que es tornin a dipositar les partícules petites.

$$h_{refredador} = 0.92 + 1.5 = 2.42m$$

Les dimensions de les parts superior e inferior còniques seran doncs:

$$D_{gran} = 1.16 \text{ m}$$

$$D_{petit} = 0.3 \text{ m}$$

$$h_{con} = 1.18 \text{ m}$$

- **Disseny mecànic**

Per realitzar el disseny mecànic del refredador s'ha seguit el procediment indicat en el codi ASME com s'ha comentat anteriorment; a continuació es presenten les taules amb els resultats dels càlculs, la realització d'aquests ja s'ha explicat detalladament amb anterioritat.

Per a aquests càlculs s'ha tingut en compte que l'equip treballa pressió atmosfèrica i que el material escollit per a la seva fabricació és l'AISI 304.

t cilindre (mm)	3
t cons (mm)	5

Fig.28: Taula de resultats del gruix de cada secció del refredador.

Un altre càlcul especificat és el pes de l'equip, el mètode aplicat és el mateix que s'ha explicat anteriorment.

Pes equip buit (kg)	397
Pes operació (kg)	1077

Fig.29: Taula de resultats del pes del refredador.

11.11. DISSENY CICLONS

11.11.1. Disseny funcional dels ciclons

A la planta es disposarà d'un cicló del qual el seu corrent d'entrada prové de l'assecador, i un cicló del que el seu corrent d'entrada prové del refredador.

- **Dimensionament del ciclons**

Per dimensionar aquests equips s'ha seguit el següent procediment:

- 1) S'ha escollit pels dos casos ciclons tipus Lapple, les relacions geomètriques per a aquest tipus de ciclons són les següents:

$$\frac{a}{D} = 0.5$$

$$\frac{H}{D} = 4$$

$$\frac{b}{D} = 0.25$$

$$\frac{B}{D} = 0.25$$

$$\frac{S}{D} = 0.625$$

$$v = 4$$

$$\frac{De}{D} = 0.5$$

$$k = 0.729$$

$$K = 40.3$$

$$\frac{h}{D} = 2$$

On:

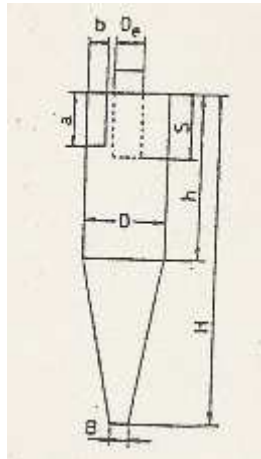


Fig.30: Esquema d'un cicló.

2) Es suposa un diàmetre i es desenvolupa un procés iteratiu fins aconseguir un rendiment més alt del 97% i unes pèrdues de càrrega menors a 2500 N/m². Aquest procés consisteix en:

- Estimació de les proporcions del cicló (a, b, S, De, h, H, B) a partir del diàmetre suposat i de les relacions geomètriques.
- Càlcul de l'àrea transversal al flux d'entrada:

$$A = b \cdot a \quad (\text{m}^2)$$

- Càlcul de la velocitat d'entrada del gas al cicló:

$$u = \frac{Q}{A} \quad (\text{m/s})$$

- Càlcul de l'exponent del vortex:

$$n = 1 - \left(1 - 0.67 \cdot D^{0.14}\right) \cdot \left(\frac{T}{283}\right)^{0.3}$$

- Càlcul de l'eficàcia de cada fracció de partícules:

$$\eta_i = 1 - \exp \left(-2 \left(\frac{(1+n) \cdot Q \cdot K}{D^3} \cdot \frac{\rho_p \cdot di^2}{18 \cdot \mu} \right)^{\left(\frac{1}{2 \cdot n + 2} \right)} \right)$$

On:

Q: Cabal volumètric (m³/s)

ρ_p : densitat de la particular. (700 kg/m³)

μ : densitat del gas (18.87 · 10⁻⁶ kg/m·s)

di: diàmetre de la fracció de les partícules. (m)

A partir de la figura mostrada en el manual de disseny de l'assecador, s'ha considerat que les partícules d'àcid adípic que obtenim tenen la següent distribució:

di (µm)	%mi
40	4
90	16
200	41
400	27
550	9
700	2
850	1

Fig.31: Mida de les partícules d'àcid adípic obtingudes en el procés i la seva distribució.

Considerant el pitjor dels casos, és a dir que en l'assecador no hi hagués aglomeracions ni caiguda de partícules per gravetat, les partícules que es veuran arrossegades pel corrent de nitrogen en aquest equip seran les de 40 i 90 µm, corresponent al 20%.

Per tant, la distribució de mida de partícules que arriba al cicló de l'assecador és:

di (µm)	%mi
40	20
90	80

Fig.32: Mida de les partícules d'àcid adípic que arriben al cicló de l'assecador i la seva distribució.

Degut a la complexitat del procés, no es pot conèixer les diferents mides i la distribució de les partícules en el refredador. Teòricament les partícules s'aglomerarien, però per seguretat, per si hi ha hagut desgast, trencament, etc; a la sortida del corrent de nitrogen s'instal·la també un cicló.

- El següent pas és el càlcul de la fracció total recuperada:

$$\eta = \sum_i \eta_i \cdot m_i$$

On :

m_i : tant per u en massa de cada fracció.

- Lectura de l'eficàcia corregida:

Depèn de la fracció total recuperada calculada anteriorment i de la concentració de partícules en el gas. Es llegeix en el següent gràfic:

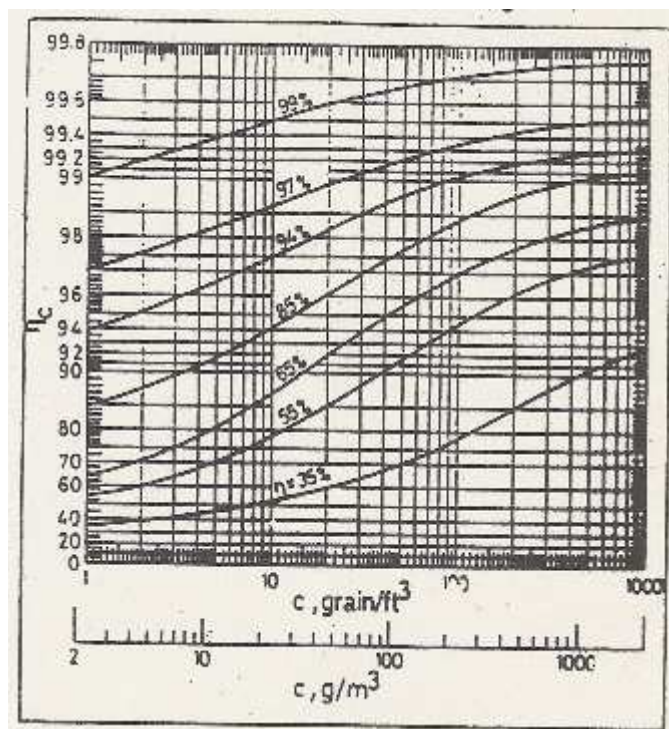


Fig.33: Correcció de l'eficàcia en funció de la càrrega de partícules.

- Càlcul de la pèrdua de càrrega:

$$\Delta P = \xi \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{2} \quad (\text{N/m}^2)$$

On:

ρ : densitat del gas (1,1 kg/m³)

u : velocitat del gas (m/s)

$$\xi = 16 \cdot \frac{a \cdot b}{De^2}$$

- Càlcul de la pèrdua de càrrega corregida:

$$\Delta P_c = \Delta P \cdot \frac{1}{1 + 0.0086\sqrt{C}} \quad (\text{N/m}^2)$$

Els resultats obtinguts després de les iteracions ha estat:

Cicló a la sortida de l'assecador:

D (m)	1.7
A (m²)	0.36
u (m/s)	22.37
ΔP_c (N/m²)	2053.34
η_c (%)	97.5
a (m)	0.85
b(m)	0.42
s (m)	1
De (m)	0.85
h (m)	3.4
H (m)	6.8
B (m)	0.42

Fig.34 : Resultats obtinguts per al cicló de l'assecador.

Cicló a la sortida del refredador:

D (m)	1.5
A (m²)	0.28
u (m/s)	21.90
ΔP_c (N/m²)	2109.94
a (m)	0.75
b(m)	0.375
s (m)	0.938
De (m)	0.75
h (m)	3
H (m)	6
B (m)	0.375

Fig.35: Resultats obtinguts per al cicló del refredador.

- **Disseny mecànic**

Els ciclons estan format per una part cilíndrica i una part cònica, per tant, s'ha calculat el gruix de la xapa de cada secció en cada cicló. El material utilitzat és l'AISI 304 i les condicions utilitzades de disseny són una temperatura 57°C i una pressió de 1,15 bar.

El mètode utilitzat ha estat l'ASME a pressió interna, ja que els ciclons treballen a pressió atmosfèrica. Els resultats obtinguts han estat:

Cicló a la sortida de l'assecador:

t cilindre (mm)	3
t con (mm)	3

Fig.36: Resultats obtinguts pel gruix de la xapa, per al cicló de l'assecador.

Cicló a la sortida del refredador:

t cilindre (mm)	3
t con (mm)	3

Fig.37: Resultats obtinguts pel gruix de la xapa per al cicló del refredador.

El pes dels equips són els següents:

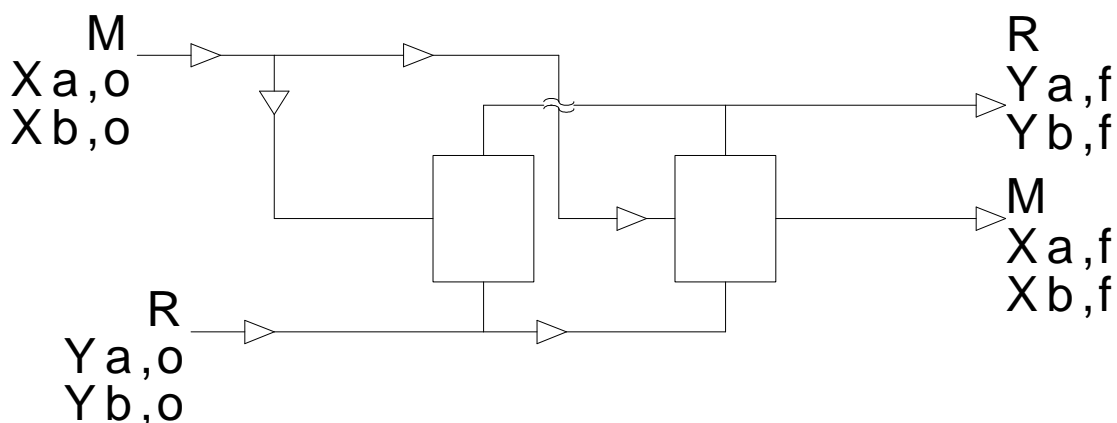
Pes cicló de l'assecador = 1079 kg

Pes cicló del refredador = 840 kg

11.12. DISSENY DE COLUMNES DE BESCANVI IÒNIC

11.12.1. Disseny funcional de les columnes de bescanvi iònic

Per poder separar els catalitzadors, els quals són ions Cu^{2+} i VO_2^+ , s'ha dissenyat una bateria de columnes de bescanvi iònic. A continuació, es mostra a la figura següent el balanç de matèria d'aquesta àrea.



On

- M = Cabal de la mescla a tractar, $M=3260.77 \text{ kg/h}$.
- R = Cabal de d'àcid nítric al 10% que actua com a regenerant, $R=10000 \text{ kg/h}$.
- $X_{a,o}$ i $X_{b,o}$ = Composició de Coure i Vanadi inicialment al corrent de mescla, $X_{a,o} = 3.68\%$ de Coure i $X_{b,o} = 0.76\%$ de Vanadi.
- $Y_{a,o}$ i $Y_{b,o}$ = Composició de Coure i Vanadi inicialment al corrent de regenerant on $Y_{a,o}$ i $Y_{b,o}$ són igual a 0.
- $X_{a,f}$ i $X_{b,f}$ = Composició de Coure i Vanadi finalment al corrent mescla, $X_{a,f} = 0.38\%$ de Coure i $X_{b,o} = 0.16\%$ de Vanadi.
- $Y_{a,f}$ i $Y_{b,f}$ = Composició de Coure i Vanadi finalment al corrent de regenerant el qual retorna al procés, $Y_{a,f} = 1.06\%$ de Coure i $Y_{b,o} = 0.197\%$ de Vanadi.

Definit ja el sistema, es fa el balanç de matèria.

$$Entrada = Sortida \rightarrow M \cdot X_{cat,o} + R \cdot Y_{cat,o} = M \cdot X_{cat,f} + R \cdot Y_{cat,f}$$

Fent els càlculs s'obtenen unes eficiències de separació que es comenten a continuació:

$$Eficiència\ Coure = \frac{3.68 - 0.38}{3.68} \cdot 100 = 90\%$$

$$Eficiència\ Vanadi = \frac{0.76 - 0.16}{0.76} \cdot 100 = 80\%$$

Sabent ja que es podrà separarà i que es perdrà, a continuació es mostra quin volum es necessita per fer aquesta operació. A sota, es mostren les dades utilitzades per a dur a terme aquestes operacions.

- **Dades abans d'entrar a la columna**

-Concentració inicial del $\text{Cu}(\text{NO}_3)_2 = C_{O,Cu} = 3.68\%$ en pes

-Concentració inicial del $\text{NH}_4\text{VO}_3 = C_{O,V} = 0.76\%$ en pes.

-Cabal volumètric a tractar = $2.510 \text{ m}^3/\text{h}$

-Cabal màssic a tractar = 3260.77 kg/h

- Densitat mescla a tractar= 1297 kg/m^3

-Capacitat total de bescanvi de la reina = 1.8 eq/L reina.

-Temps de bescanvi = 8 h

-Temps de regeneració = De 45 minuts a 5 hores.

- **Càlcul de la concentració inicial en equivalents/L**

$$\frac{3.68 \text{ g Cu}^{2+}}{100 \text{ g dó}} \cdot \frac{1000 \text{ g dó}}{1 \text{ L dó}} \cdot \frac{1 \text{ mol Cu}^{2+}}{63.546 \text{ g Cu}} \cdot \frac{2 \text{ eq Cu}^{2+}}{1 \text{ mol Cu}^{2+}} = 1.158 \frac{\text{eq Cu}^{2+}}{\text{L}}$$

$$\frac{0.76 \text{ g NH}_4\text{VO}_3}{100 \text{ g dó}} \cdot \frac{1 \text{ mol NH}_4\text{VO}_3}{116.94 \text{ g NH}_4\text{VO}_3} \cdot \frac{1 \text{ mol VO}_2^+}{1 \text{ mol NH}_4\text{VO}_3} \cdot \frac{1 \text{ eq VO}_2^+}{1 \text{ mol VO}_2^+} \cdot \frac{1000 \text{ g dó}}{1 \text{ L dó}} = 0.085 \frac{\text{eq VO}_2^+}{\text{L}}$$

- **Càlcul volum total i grams de cada component per cicle.**

$$\text{Volum total per cicle d'operació} = 2.51 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{8h}{\text{cicle}} = 20.08 \frac{m^3}{\text{cicle}}$$

$$\text{Grams de Coure per cicle} = 20.08 \frac{m^3}{\text{cicle}} \cdot \frac{1.158 \text{ eq}}{L} \cdot \frac{1000L}{1m^3} = 33046,960 \frac{\text{eq Cu}}{\text{cicle}}$$

$$\text{Grams de Vanadi per cicle} = 20.08 \frac{m^3}{\text{cicle}} \cdot \frac{0.085 \text{ eq}}{L} \cdot \frac{1000 L}{1m^3} = 1326,732 \frac{\text{eq VO}_2^+}{\text{cicle}}$$

- **Càlcul del volum necessari de reina**

$$\text{Volum reina necessari} = \frac{(33046.96 + 1326.732) \frac{\text{eq}}{\text{cicle}}}{1.8 \frac{\text{eq}}{L \text{ reina}} \cdot \frac{1000L \text{ reina}}{1 m^3 \text{ reina}}} = 19.09 \frac{m^3 \text{ reina}}{\text{cicle}}$$

Ja hem trobat el volum necessari de reina per 1 cicle d'operació. Falta saber com seria de gros aquesta columna i si és factible aquest volum. Sabem que el volum de la columna ve donat per l'equació següent:

$$V = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

Si provem un diàmetre (D) de 1.5m i una alçada (H) de 3.5m, tindriem un volum de 6.538m³. Si col·loquem 3 columnes ja tindrem suficient volum de bescanvi per fer la separació:

$$3 \text{ columnes} \cdot 6.18 \frac{m^3}{\text{columna}} = 18.55m^3$$

$$V_{\text{reina necessari}} = 17.45m^3.$$

$$18.55m^3 > 17.45m^3$$

Per tant, es tindrà suficient volum de reina per poder bescanviar el catalitzador desitjat. S'haurà de regenerar les columnes cada 8h. Els temps de regeneració serà al voltant de

45 minuts a 5 hores, depenen del cas. Així cada dia hi haurà 3 cicles de bescanvi, és a dir, mentre unes columnes estiguin funcionant, les altres s'aniran regenerant i així successivament.

- **Disseny mecànic**

Aquest tanc s'ha dissenyat seguint la normativa ASME, i s'ha escollit que les columnes siguin cilíndriques i els fons superior i inferior siguin toriesfèrics de tipus Kloppe. El càlcul de gruixos de paret ja s'ha explicat en altres equips XXXXX per tant, es posarà una taula resum on indica totes les dades més importants.

Material	AISI 304
Temperatura treball [°C]	25
Pressió d'operació [bar]	1
Pressió de disseny [bar]	1.5
Gruix paret cilíndrica [mm]	3
Gruix fons toriesfèric [mm]	3
Pes buit [kg]	481.06
Pes reina [kg]	2615
Pes fluid [kg]	4240,178
Pes operació [kg]	7336,613

11.13. DISSENY DE LES SITGES D'ÀCID ADÍPIC

11.13.1 Disseny funcional de les sitges

Primer de tot, s'ha de especificar que tot l'àcid adípic produït a la planta s'emmagatzemarà en sitges i que, posteriorment, es comercialitzarà per mitjà de 3 vies diferents; una d'elles serà amb camions, una altra en big-bags de 800 kg, i la última amb sacs de 25kg cadascun. No obstant això, és necessari dissenyar les sitges necessàries que posteriorment serviran per repartir-les en aquestes 3 vies de sortida del producte.

Per realitzar el càlcul del nombre necessari de sitges d'àcid adípic, es necessita saber la producció total d'adípic. A partir d'aquesta dada es pot calcular el volum produït en 3 dies, així s'evita que per qualsevol problema amb els camions que vinguin a recollir l'àcid adípic, tinguin espai suficient per poder emmagatzemar el producte. El cabal màssic d'adípic és de 8155 kg/h d'àcid adípic i aquest corrent conté 8.16 kg/h d'aigua que no s'ha pogut separar dels assecadors. Per tant, la producció total d'àcid adípic és de 8163.16 kg/h. Per tant, el volum necessari per emmagatzemar 3 dies de producció d'adípic és el següent:

$$8163.16 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{700 \text{ kg}} \cdot 3 \text{ dies} = 839,64 \text{ m}^3$$

S'obté un 836.64 m³ de volum necessari per emmagatzemar 3 dies de producció d'àcid adípic. Per saber quans camions seran necessaris per emportar-se el producte, s'ha de escollir un tant per cent per a cada via de sortida de la planta d'àcid adípic. Els nombres escollits seran els següents:

Via de sortida producte	% sortida
Camions cisterna [30 m ³ cada camió]	75
Big-bags [800 kg cada big-bag]	20
Sacs [25 kg cada sac]	5

Sabent aquestes dades, es pot fer un càlcul de quans camions vindran a recollir l'àcid adípic. La capacitat dels camions s'ha suposat que serà de 30m³.

$$\frac{n^{\circ} \text{ camions}}{\text{dia}} = \frac{8163 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{700 \text{ kg}} \cdot \frac{75}{100}}{30 \frac{\text{m}^3}{\text{camió}}} = 6.99 \approx 7 \frac{\text{camions}}{\text{dia}}$$

Ara només falta saber quantes sitges i de quin volum cadascuna són necessàries per emmagatzemar el volum total. Per poder calcular el volum d'una sitja, primerament,

s'ha d'escollir quina forma geomètrica té la sitja. La forma que s'ha escollit és la part superior que sigui cònica, la part del mig que sigui cilíndrica i la part inferior també de forma cònica però amb una obertura per poder descarregar el producte. A continuació, es mostra com s'han calculat els volums de les 3 parts de la sitja.

Volum del con

$$h = \frac{D_{cil}}{2} \cdot \tan(\alpha) = \frac{4.5 \text{ m}}{2} \cdot \tan(25^\circ) = 1.05 \text{ m}$$

$$V_{con} = \frac{h}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_{cil}}{2}\right)^2 = \frac{1.05}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{4.5}{2}\right)^2 = 5.56 \text{ m}^3$$

- h: Alçada con [m]

- D_{cil} : Diàmetre cilindre [m]

- α : Angle de la diagonal del con amb l'horitzontal

- V_{con} : Volum del con [m^3]

Volum del cilindre

$$V_{cilindre} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{cil}^2 \cdot H_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot 4.5^2 \cdot 10 = 159 \text{ m}^3$$

- H_{cil} : Alçada del cilindre [m]

- D_{cil} : Diàmetre cilindre [m]

- $V_{cilindre}$: Volum del cilindre [m^3]

Volum de la tolva

$$h_{tolva} = \left(\frac{D_{cil}}{2} - \frac{D_{tolva}}{2}\right) \cdot \tan(\beta) = \left(\frac{4.5}{2} - \frac{0.3}{2}\right) \cdot \tan(30^\circ) = 1.21 \text{ m}$$

$$V_{tolva} = \frac{h_{tolva}}{3} \cdot \pi \left(\left(\frac{D_{cil}}{2} \right)^2 + \left(\frac{D_{tolva}}{2} \right)^2 + \left(\frac{D_{tolva} \cdot D_{cil}}{4} \right) \right)$$

$$V_{tolva} = \frac{1.21}{3} \cdot \pi \left(\left(\frac{4.5}{2} \right)^2 + \left(\frac{0.3}{2} \right)^2 + \left(\frac{0.3 \cdot 4.5}{4} \right) \right) = 6.88 \text{ m}^3$$

- h_{tolva} : Alçada tolva [m].

- D_{cil} i D_{tolva} : Diàmetre cilindre i diàmetre tolva [m].

- β : Angle de la diagonal de la tolva amb l'horitzontal.

A continuació, es mostra una taula resum amb totes les dimensions de la sitja:

	Alçada [m]	Diàmetre [m]	Volum [m ³]
Con superior	1,05	10	5,56
Cilindre	10	10	159
Tolva inferior	1,21	0,3	6,88

S'ha d'esmentar que l'alçada total de la sitja és de 12.25 metres però aquesta ha d'estar elevada perquè el camió pugui carregar a sota d'ella mateixa així que realment, l'alçada de la sitja es troba al voltant dels 16 metres si es suposa que el camió ocupa 4 metres d'alçada.

El volum total d'una sitja és de 171.5 m³, per tant, el nombre de sitges és calcula de la següent manera:

$$n^{\circ} \text{ sitges} = \frac{V_{necessari}}{V_{1 \text{ sitja}}} = \frac{839.64 \text{ m}^3}{171.5 \frac{\text{m}^3}{1 \text{ sitja}}} = 4.89 \approx 5 \text{ sitges}$$

S'observa com amb 5 sitges es té volum necessari per emmagatzemar tot l'adípic, per tant, cada sitja tindrà un % d'ocupació determinat el qual es calcularà de la següent manera:

$$\% \text{ ocupació} = \frac{839.64 \text{ m}^3}{171.5 \frac{\text{m}^3}{1 \text{ sitja}} \cdot 5 \text{ sitges}} \cdot 100 = 97.9\%$$

$$V_{sitja} = \frac{97.9}{100} \cdot 171.5 \text{ m}^3 = 167.9 \text{ m}^3$$

Per tant, a cada sitja com a màxim hi haurà un volum de 167.9 m^3 .

- **Disseny mecànic**

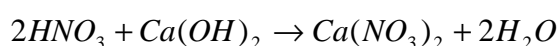
Per calcular el gruix de cada part de la sitja, s'utilitzen les mateixes equacions que s'han utilitzat anteriorment al càlcul del cristal·litzador, per tant, es fa una taula resum amb totes les dades del disseny mecànic més importants.

Material	AISI 304
Pressió de operació [bar]	1,01325
Pressió disseny [bar]	1,1145
Gruix Con Superior [mm]	5
Gruix Cilindre [mm]	3
Gruix Tolva Inferior [mm]	3
Pes equip buit [kg]	6.439,6
Pes equip amb aigua [kg]	177.939,6
Pes equip operació [kg]	126.489,6

11.14. DISSENY DE L'ABSORBIDOR D'ÀCID NÍTRIC

11.14.1. Disseny funcional de l'absorbidor d'àcid nítric

Per poder tractar els gasos d'àcid nítric que surten dels tancs d'emmagatzematge, s'ha dissenyat un rentador gasos perquè no s'emetin aquests a l'atmosfera. Per rentar-los, s'introdueixen aquests gasos amb una solució de Ca(OH)_2 al 5% a una columna de absorció per tal d'evitar l'emissió d'aquests gasos a l'atmosfera. S'afegeix aquesta quantitat de hidròxid de calci per tal de millorar l'absorció de l'àcid nítric segons la reacció següent:



Primerament, es calcula el cabal de gas que és genera als tancs d'emmagatzematge i la seva composició. Se sap que alhora de carregar els tancs, el cabal de líquid de càrrega és de $30 \text{ m}^3/\text{h}$, per tant es suposa que aquest cabal és el mateix

que s'emet pel venteig el qual està connectat amb l'entrada del rentador de gasos. Es coneix que la composició en pes de la solució carretada és del 60% en pes. Per poder calcular la composició gasosa es necessita saber la composició molar de la fase líquida i per trobar-la s'utilitza la següent formula:

$$x = \frac{\frac{w_{HNO_3}}{PM_{HNO_3}}}{\frac{w_{HNO_3}}{PM_{HNO_3}} + \frac{w_{H_2O}}{PM_{H_2O}}} = \frac{\frac{0.6}{63}}{\frac{0.6}{63} + \frac{0.4}{18}} = 0.3$$

Ara ja es coneix la composició molar de la fase líquida. Ara falta conèixer la composició gasosa de l'àcid nítric.

$$y = \frac{P_{vap}}{P_T} \cdot x = \frac{2.28 \text{ mm Hg}}{760 \text{ mm Hg}} \cdot 0.3 = 9 \cdot 10^{-4}$$

On

- y i x: Composició molar d'àcid nítric de la fase gas (y) i de la fase líquida (x)
- P_{vap} : Pressió de vapor de l'àcid nítric a $T=35^\circ\text{C}$, se suposa la més alta a l'estiu.
- P_T : Pressió total, l'atmosfèrica.

Ara falta saber el cabal d'àcid nítric. Per trobar-lo s'utilitza el cabal volumètric de càrrega, $Q = 30 \text{ m}^3/\text{h}$ que en gasos, és el mateix la composició en volum que en mols, per tant queda de la següent manera:

$$\begin{aligned} \text{Cabal } HNO_3 &= 30 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 9 \cdot 10^{-4} = 0.027 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} HNO_3 \\ \text{Cabal Aire} &= 30 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot (1 - 9 \cdot 10^{-4}) = 29.973 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{Aire} \end{aligned}$$

Aquest cabal de nítric i d'aire, amb la equació dels gasos ideals es pot trobar el nombre de mols de les dues espècies a tractar.

$$n_{HNO_3} = \frac{P \cdot Q}{R \cdot T} = \frac{1 \text{ atm} \cdot 0.027 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1000L}{1m^3}}{0.082 \frac{atm \cdot L}{^\circ K \cdot mol} \cdot 308^\circ K} = 1.07 \frac{mol \text{ HNO}_3}{h}$$

$$n_{Aire} = \frac{P \cdot Q}{R \cdot T} = \frac{1 \text{ atm} \cdot 29.973 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1000L}{1m^3}}{0.082 \frac{atm \cdot L}{^\circ K \cdot mol} \cdot 308^\circ K} = 1186,77 \frac{mol \text{ Aire}}{h}$$

$$n_{Total} = n_{HNO_3} + n_{Aire} = 1187.87 \frac{mols \text{ total}}{h}$$

El rentador estarà treballant en discontinu ja que aquests gasos s'emetran cada cop que es carregui els tancs, per tant, aquest cabal molar serà el màxim que podrà tractar el rentador i es dissenyarà per aquest cabal així s'assegura un bon funcionament.

Ara que ja es tenen les dades inicials al rentador, es fixa a quina composició es vol arribar. Es fixa una eficiència del sistema del 99%, per tant, queda de la següent manera:

$$Y_N = Y_O \cdot (1 - \text{Eficiència}) = 9 \cdot 10^{-4} \cdot (1 - 0.99) = 9 \cdot 10^{-6}$$

Per trobar l'alçada i la llargada de la columna, s'utilitzen raons molars, per tant, es transformen les fraccions molars a raons molars amb les operacions següents:

$$Y_O = \frac{y_O}{1 - y_O} = \frac{9 \cdot 10^{-4}}{1 - 9 \cdot 10^{-4}} = 9,00811 \cdot 10^{-4}$$

$$Y_N = \frac{y_N}{1 - y_N} = \frac{9 \cdot 10^{-6}}{1 - 9 \cdot 10^{-6}} = 9,00811 \cdot 10^{-6}$$

Sabent les composicions de gas a l'entrada i a la sortida de la columna, falta saber les composicions del líquid.

$$mols \text{ absorbits } HNO_3 = G \cdot (Y_O - Y_N) = 1187.87 \frac{mols \text{ total}}{h} \cdot (9 \cdot 10^{-4} - 9 \cdot 10^{-6}) \frac{mols \text{ HNO}_3}{mols \text{ total}}$$

$$mols \text{ absorbits } HNO_3 = 1,058 \frac{mols \text{ absorbits } HNO_3}{h}$$

$$\text{Cabal de solució de hidròxid de calci (5\%)} = 11.447 \text{ L/h}$$

$$X_{sortida} = 1.058 \frac{\text{mols } HNO_3}{h} \cdot \frac{1 \text{ mol } Ca(NO_3)_2}{2 \text{ mol } HNO_3} \cdot \frac{164 \text{ g } Ca(NO_3)_2}{1 \text{ mol } Ca(NO_3)_2} \cdot \frac{1h}{11.44 \text{ L}} = 7.58 \frac{\text{g } Ca(NO_3)_2}{L}$$

$X_{sortida}$ = composició de HNO_3 en forma de $Ca(NO_3)_2$

En resum, les dades a l'entrada de la columna són les següents:

- **Gas entrada:**

Raó molar d'àcid nítric a l'entrada de la columna, $Y_O = 9.00811 \cdot 10^{-4}$.

Cabal gas entrada total: $G = 1187.87$ mols total/h

- **Gas sortida**

Raó molar d'àcid nítric a la sortida de la columna, $Y_N = 9.00811 \cdot 10^{-6}$

- **Líquid entrada**

Composició $Ca(OH)_2$ a l'aigua de rentat: 5% en pes.

Cabal d'aigua a la columna: 11.44 L/h

Composició àcid nítric és 0.

- **Líquid sortida**

Cabal de solució d'àcid nítric 11.44 L/h. (Es suposa constant degut a l'excés)

Composició d'àcid nítric en forma de $Ca(NO_3)_2$ degut a la reacció: 7.58 g/L.

Sabent aquestes composicions d'entrada i sortida de la columna d'absorció, ja es poden calcular les seves dimensions de la mateixa manera que la columna d'absorció C-401 a la pàgina XXXX. El càlcul del gruix també estarà calculat

Dimensions:

- Diàmetre Columna: 0.3 metres
- Alçada columna: 1.25 metres
- Rebliment: Anells Raschig 1"

- Gruix Paret: 3mm
- Gruix Toriesfèric: 3m

11.15. DISSENY I ELECCIÓ DE BOMBES

11.15.1. Disseny funcional de les bombes

Per tal de saber la potència necessària de les bombes, s'ha utilitzat el balanç d'energia, el qual té en compte les pressions inicial i final de la canonada, així com la pèrdua de càrrega que pateix el fluid des del començament fins al final.

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} + g \cdot (z_2 - z_1) + \frac{1}{2} \left(\frac{v_2^2}{\alpha_2} - \frac{v_1^2}{\alpha_1} \right) = w \cdot e_v$$

On:

P_1 és la pressió inicial del fluid (Pa)

P_2 és la pressió final del fluid (Pa)

ρ és la densitat del fluid (kg/m^3)

g és l'acceleració de la gravetat $9.81 \text{ (m/s}^2\text{)}$

$z_2 - z_1$ és la diferència d'alçada que ha de superar la bomba (m)

v_1 és la velocitat a la que circula el fluid inicialment (m/s)

v_2 és la velocitat a la que circula el fluid una vegada ha estat impulsat per la bomba (m/s)

w és la potència de la bomba en J/kg

e_v és la pèrdua de càrrega del fluid en J/kg

- **Càlcul de les pèrdues de càrrega**

Per calcular les pèrdues de càrrega, s'han calculat les pèrdues per accessoris i les pèrdues dels trams rectes per separat:

Pèrdues per accessoris

Les pèrdues de càrrega s'han calculat amb el mètode de les K, el qual dona una constant per cada accident de la canonada que permet trobar amb la fórmula la pèrdua causada per aquest.

$$e_{v(\text{accident})} = K_{\text{accident}} \cdot N$$

On:

e_v és la pèrdua de càrrega com a conseqüència del accident

K_{accident} és la constant tabulada per cada accident

N és el nombre de vegades que hi ha l'accident en el tram de canonada

Per saber la pèrdua total d'accidents a la canonada es fa el sumatori de totes les $e_{v(\text{accori})}$ trobades.

Pèrdues per trams rectes

Per calcular les pèrdues de càrrega dels trams rectes de canonada, s'utilitza la fórmula següent:

$$e_v = 2 \cdot f \cdot \frac{L}{D} \cdot v^2$$

On:

e_v són les pèrdues de càrrega degudes al tram recta de canonada

f és el factor de fanning (adimensional)

L és la longitud de la canonada (m)

D és el diàmetre de la canonada (m)

El factor de fanning s'ha calculat mitjançant l'equació de Chen:

$$f^{1/2} = -4 \cdot \log(A + B + C)$$

$$A = (\varepsilon / 3,705D)$$

$$B = (-5,0452 / \text{Re}) \log \left[(\varepsilon / D)^{1,1098} / 2,8257 \right]$$

$$C = 5,8506 / \text{Re}^{0,898}$$

On:

Re és el mòdul de Reynolds (adimensional)

ε/D és la rugositat relativa de la canonada (adimensional)

ε és la rugositat del material de la canonada, en aquest cas s'ha agafat l'èpsilon de l'acer comercial

D és el diàmetre de la canonada (m)

El mòdul de Reynolds s'ha calculat segons l'equació:

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

On:

ρ és la densitat del fluid (kg/m^3)

v és la velocitat del fluid

D és el diàmetre de la canonada

μ és la viscositat del fluid ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)

Càlcul del cabal que circula per les bombes de buit

Per tal de saber el diàmetre nominal de les canonades que van a parar a les bombes de buit, i també la capacitat d'aquestes, s'ha utilitzat la fórmula següent per calcular el cabal.

$$\text{Cabal} = \frac{V \cdot \ln P_1}{t \cdot \ln P_2}$$

On:

V és el volum de tots els equips que estaran al buit en m^3

t és el temps, fixat a 180 s

P_1 és la pressió inicial

P_2 és la pressió final

11.16. DISSENY DE VENTILADORS I COMPRESSORS

11.16.1. Disseny funcional dels ventiladors i compressors

En el cas de desplaçar fluids, s'utilitzen compressors, ventiladors o bufadors tot depenent de la diferència de pressions entre l'entrada i la sortida del equip. Així doncs:

Ventiladors: $P_2/P_1 < 1,1$

Bufadors: $1,1 < P_2/P_1 < 3$

Compressors: $P_2/P_1 > 3$

- **Càlcul de la potència dels ventiladors**

Els ventiladors són equips que permeten produir un petit increment de pressió sobre els fluids. Per saber la potència del ventilador que ha d'impulsar l'aire que entra al blecher, primer s'han hagut de calcular les pèrdues de càrrega que patirà el fluid:

Pèrdues de càrrega degudes al líquid que hi ha al blecher:

$$e_v = \rho_{líquid} \cdot g \cdot h$$

On:

$\rho_{líquid}$ és la densitat del líquid en kg/m^3

g és l'acceleració de la gravetat en m/s^2

h és l'alçada de líquid en m

Pèrdues de càrrega degudes als trams rectes de canonada i a accessoris han estat calculats tal i com s'explica al apartat de bombes

Pèrdues degudes al llit fix (equació d'Ergun)

$$e_v = 1,75 \frac{v_s^2}{d_p} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} L + \frac{v_s \mu (1-\varepsilon) L}{dp^2 \varepsilon^3 \rho_{fluid}}$$

On:

ε és la porositat del llit que travessa el gas

dp és el diàmetre equivalent del rebliment

$\rho_{líquid}$ és la densitat del líquid

v_s és la velocitat del fluid, en m/s

L és la llargada del llit en m

Sabent les pèrdues totals (la suma de totes les anteriors) es pot trobar la pressió a la que sortirà l'aire del ventilador (P_2) amb el balanç.

$$e_v = \frac{M \cdot (P_3^2 - P_2^2)}{2 \cdot Z \cdot R \cdot T}$$

Finalment es calcula la potència:

$$\hat{w} = \frac{(P_2 P_1)}{\rho}$$

$$w = \hat{w} \cdot m$$

- **Càlcul de la potència dels compressors**

Els compressors són aparells que permeten augmentar la pressió de fluids compressibles (gasos i vapors). L'energia elèctrica, es converteix en mecànica i aquesta impulsa al fluid a una velocitat i pressió determinades. L'energia mecànica es transforma en cinètica quan arriba al fluid.

Tot i que els compressors són equips que desplacen fluids igual que les bombes, tenen una diferència important amb aquestes: els compressors augmenten la pressió, i per tant també la temperatura, alhora que canvien la densitat del fluid.

Existeixen quatre tipus de compressió, la isoterma, l'adiabàtica, la politròpica i per etapes. En aquest projecte s'han fet els càlculs considerant compressió politròpica, ja que és la que més s'acosta a la realitat. Si per exemple fos isoterma, hauria d'haver un sistema de refrigeració incorporat al compressor.

Per tal de saber la potència necessària dels compressors s'ha utilitzat l'equació següent:

$$\hat{w} = N \cdot \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \cdot \left(r^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right)$$

$$w = \hat{w} \cdot m$$

On:

N és el nombre d'etapes del compressor

$\gamma = C_p/C_v$

PM és el pes molecular del fluid (kg/kmol)

R és la constant dels gasos (8.31 KJ/K·Kmol)

T és la temperatura del fluid

r és el factor de relació de pressions (P_2/P_1)

w és la potència real de l'equip (kJ/kg)

\hat{w} és la potència de l'equip (kJ/kg)

m és el cabal màssic (kg/s)

$$\hat{w} = 1 \cdot \frac{1,3}{1,3-1} \cdot \frac{1 \cdot 8,31 \cdot 358}{38} \cdot \left(8^{\frac{1,3-1}{1,3-1}} - 1 \right) = 208,93 \text{ kJ/kg}$$

$$w = 208,93 \cdot 6045 = 1263005 \text{ kJ/h} = 350835 \text{ W}$$

11.17. DISSENY DELS CONDENSADORS DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

11.17.1. Disseny funcional dels condensadors

Per un disseny correcte de bescanviadors de calor del tipus condensador total, calen tenir en compte una sèrie de consideracions:

- El fluid de procés, que estarà en fase vapor, farà un canvi de fase cap a l'estat líquid. Habitualment, aquest circularà per carcassa.
- La majoria de fluids refrigerants, després de la seva utilització en aquest tipus de sistema, no arriba al seu punt d'ebullició, i per tant no canviarà de fase. Habitualment, aquest circularà per tubs.
- S'utilitzarà el mètode de Kern, destinat al disseny de bescanviadors de calor sense canvi de fase. No obstant, es seguiran una sèrie de modificacions per solucionar el problema del canvi de fase, els quals seran:
 - Quan es fa el balanç d'energia, cal afegir un nou terme referit al calor latent del fluid condensat:

$$\begin{aligned} \text{Calor a bescanviar} &= Q_{L, \text{fluid refrigerant}} * C_{p, \text{fluid refrigerant}} * (T_{out} - T_{in})_{\text{fluid refrigerant}} = \\ &= Q_{L, \text{vapor}} * C_{p, \text{vapor}} * (T_{in} - T_{out})_{\text{vapor}} + Q_{L, \text{liquid}} * \lambda_{\text{liquid}} \end{aligned}$$

On el vapor es el fluid que s'ha de condensar i el líquid es el fluid que resulta de condensar el vapor.

- Per que fa als coeficients individuals de transferència de matèria, segons on es produeixi el fenomen de canvi de fase, la formula per calcular aquest paràmetre variarà considerablement:

- Si el fenomen es produeix als tubs, l'expressió quedarà configurada de la següent manera:

$$h_t = 0,761 * \left(\frac{L * K_L^3 * \rho_L * (\rho_L - \rho_V) * g}{m_t * \mu_L} \right)^{1/3}$$

On:

- L es la longitud del tub (m)
- K_L , ρ_L i μ_L , son la conductivitat tèrmica (W/(m*°C)), la densitat (Kg/m³) i la viscositat (Kg/(m*s)), respectivament, del líquid resultant de la condensació
- m_t es el cabal màssic (Kg/s) del líquid resultant de la condensació; si la condensació es total, serà igual al cabal del vapor
- g es la gravetat (m/s²)
- el valor 0,761 correspon a una disposició dels tubs en horitzontal.

- Si el fenomen es produeix a la carcassa, l'expressió quedarà configurada de la següent manera:

$$h_s = 3,75 \cdot 10^{-5} * P_c^{0,69} * \left(\frac{Q}{A} \right)^{0,7} * \left[1,8 * \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0,17} + 4 * \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1,2} + 10 * \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right]$$

On:

- Q es la calor a bescanviar en el condensador (W)
 - A es l'àrea de bescanvi necessària per la condensació (m²)
 - P es la pressió de treball (Pa)
 - P_c es la pressió crítica (Pa) del líquid resultant de la condensació.
- Per que fa a les velocitats del fluids tan per carcassa com per tubs, s'han de respectar els límits establerts per el mètode Kern, encara que, per culpa de l'estandardització de la llargada de tubs (6 o 3 metres nominals), unes velocitats que s'aproximin seran valides.

- Les pèrdues de carrega, tan per carcassa com per tubs, poden ser considerables alhora de parlar de condensadors, encara que, uns valors fins al voltant dels 50 KPa serien correctes.
- Uns valors bons respecte el sobredimensionament del coeficient global de transferència de calor es mouen en un rang des d'un 8 fins un 13 %.

11.18. DISSENY DEL BESCANVIADOR DE CALOR. TIPUS KETTLE-REBOILER

11.18.1. Disseny funcional del kettle-reboiler

Aquest tipus especial de bescanviador de calor te una sèrie de consideracions tals que ens permeten un disseny bastant correcte, encara que per la seva complexitat, hi hauran punts que son difícils de trobar una relació idònia per trobar certs paràmetres que a priori son importants i que no son contemplats a la bibliografia. Les consideracions seran les següents:

- El fluid de procés, que estarà en fase líquida, farà parcialment un canvi de fase cap a l'estat vapor. Habitualment, aquest circularà per carcassa.
- La majoria de fluids escalfadors, després de la seva utilització en aquest tipus de sistema, sol arriba al seu punt d'ebullició, i per tant canviarà de fase. Habitualment s'utilitza vapor a pressió moderada, el qual circularà per tubs.
- En aquest cas, també s'utilitzarà el mètode de Kern, encara que es seguiran altres consideracions:
 - Quan es fa el balanç d'energia, cal afegir un nou terme referit al calor latent del fluid condensat:

$$\begin{aligned} \text{Calora bescanviar} &= Q_{L,\text{vapor de servei}} * C_{p,\text{vapor de servei}} * (T_{in} - T_{out})_{\text{vapor de servei}} + Q_{L,\text{vapor condensat}} * \lambda_{\text{vapor condensat}} = \\ &= Q_{L,\text{liquid de procés}} * C_{p,\text{liquid de procés}} * (T_{out} - T_{in})_{\text{liquid de procés}} + Q_{L,\text{vapor produït}} * \lambda_{\text{liquid de procés}} \end{aligned}$$

On el vapor de servei condensa, i el líquid de procés que entra al reboiler arribarà al seu punt d'ebullició, i per tant també canviarà de fase. Cal considerar un 5% de pèrdues, llavors, s'ha de sumar un 5% del valor de calor bescanviat a aquest mateix per considerar les pèrdues

- Per que fa als coeficients individuals de transferència de calor, es seguirà el criteri esmentat per els condensadors total Com també per sobre-dimensionament del valor de la coeficient global de transferència de calor
- Per el càlcul del diàmetre de la carcassa, es seguirà un criteri diferent. La relació entre el diàmetre de la carcassa i el diàmetre del feix de tubs (Ds/Db) depèn del valor de la relació entre el calor bescanviat al kettle reboiler i l'àrea necessària per aquest bescanvi (Q/A). Les dades que s'aplicaran en aquest criteri seran:

Q/A (KW/m2)	Ds/Db
2,27E+05	2,2
1,70E+05	1,95
1,40E+05	1,6
9,10E+04	1,45
< 9,1E+4	1,35

- Hi ha un valor màxim per la relació Q/A, i es la següent:

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = K_b * \left(\frac{\text{pitch}}{De}\right) * \left(\frac{\lambda_{\text{liquid de procés}}}{N^{\circ} \text{ de tubs}^{0,5}}\right) * \left[\delta * g * (\rho_L - \rho_V) * \rho_V^2\right]^{1/4}$$

On Kb depèn del pitch que es tria i σ es la tensió superficial del líquid a evaporar. La relació Q/A del nostre sistema ha de ser sempre mes petita que el 70% del valor (Q/A)_{màx}

- Per que fa la velocitat del vapor que es genera al kettle reboiler, hi ha una que es màxima, a partir de la qual començarà l'arrossegament del líquid que volem evaporar. La relació que ens dona aquest valor serà:

$$v_{\max} = 0,2 * \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_L} \right)^{1/2}$$

- Cal definir l'altura entre la carcassa i el nivell del líquid (freeboard), i la distancia entre el nivell del líquid i el feix de tubs ($W_H = D_s - D_b - \text{freeboard}$). L'amplada que ocupa el líquid respecte el diàmetre de la carcassa (L_c) es calcula amb la següent relació:

$$L_c = (D_s^2 - W_H^2)^{1/2}$$

- Si l'àrea que ocupa el líquid es ($L_c * \text{Longitud dels tubs}$), la velocitat del vapor (m/s) serà igual a:

$$v_{\text{vapor}} = \frac{(\text{cabal màssic} / \text{densitat})}{(L_c * \text{longitud tubs})}$$

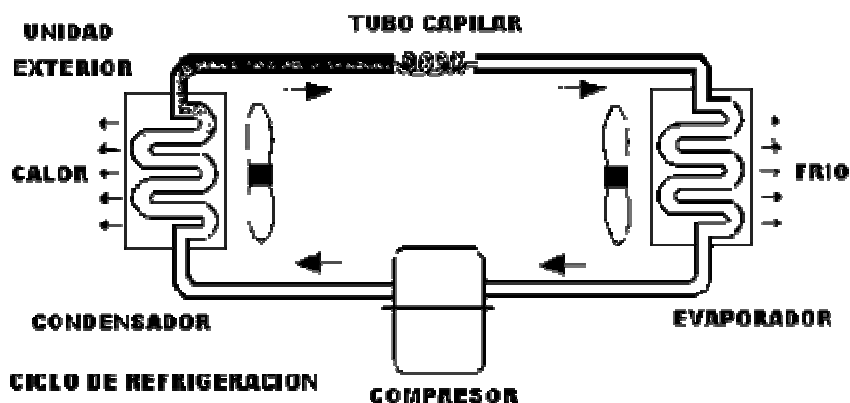
- Per el càlcul de les pèrdues de carrega, s'ha de fer una mitja entre les pèrdues respecte els tubs i respecte la carcassa. Segons la bibliografia, un valor al voltant dels 60 KPa es correcte.

11.19. SERVEIS

11.19.1 Circuit frigorífic

Per les necessitats de la planta és necessari un equip de fred que generi una determinada potència de refrigeració amb l'objectiu d'obtenir aigua freda per refrigerar el segon cristal·litzador (2.38 kg/s) i, també, per condensar els vapors que surten dels cristal·litzadors, fet que suposa un cabal de 92.68 kg/s en el cas dels vapors de la primera cristal·lització i 24.10 kg/s, pels de la recristal·lització. .

Per un equip de fred circula un fluid refrigerant, i consta d'un condensador, un evaporador, una vàlvula d'expansió i un compressor.



Per poder escollir l'equip de fred, el primer pas és calcular la potència frigorífica que es necessita, mitjançant la fórmula:

$$P_{\text{frigorífica}} = m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot C_p \cdot (T_{\text{Sortida}} - T_{\text{Entrada}})$$

$$P_{\text{Frigorífica}} = 119.16 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \cdot 4.18 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (22 - 7)^\circ\text{C} = 7471.33 \text{ KW}$$

L'empresa Novair-MTA, especialitzada en refrigeració industrial, disposa d'una sèrie de grups de fred. En aquest cas, s'escull el model PHOENIX, que és un equip refredador d'aigües condensades per aire, usant com a fluid refrigerant el gas R407c, que des del punt de vista ecològic és molt interessant ja que no conté clor i el seu valor O.D.P. és molt baix.

L'equip té una potència útil de 1536 KW. Així doncs, per disposar de la potència frigorífica que es necessita és necessari disposar de 5 grups de fred en paral·lel, usant de cada un d'ells el 97,3% de la seva potència màxima.

La imatge següent mostra el grup de fred dels que disposarà la planta per a l'obtenció d'aigua freda:



11.19.2. Disseny de torres de refrigeració

A la planta de producció d'àcid adípic, s'utilitza aigua de refrigeració per refredar fluids de procés en diverses àrees. A continuació, s'ha fet un càlcul per veure les torres necessàries per poder abastir a tota la planta.

Les àrees que utilitzen aigua de refrigeració i els seus consums es mostren en la taula següent:

TAULA 11.11. Consum d'aigua de refrigeració per àrees.

Area	Consum d'aigua de refrigeració [m³/h]
A-300	590
A-500	335,84
A-800	2,019
TOTAL	927,859

Sabent que aquest cabal d'aigua és el necessari per abastir les necessitats de la planta, ara només falta calcular el calor a dissipar per les torres de refrigeració. Per fer-ho s'utilitza la fórmula següent:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1)$$

- Q = Calor a dissipar [J/s o W]

- m = Cabal màssic d'aigua de refrigeració [kg/s]

- C_p = Calor específica de l'aigua, C_{pH₂O} = 4180 J/(kg·°C)

- T₂ i T₁ = Temperatura a la sortida i a l'entrada de la torre, T₂=42°C i T₁=29°C

Per tant, queda de la següent manera:

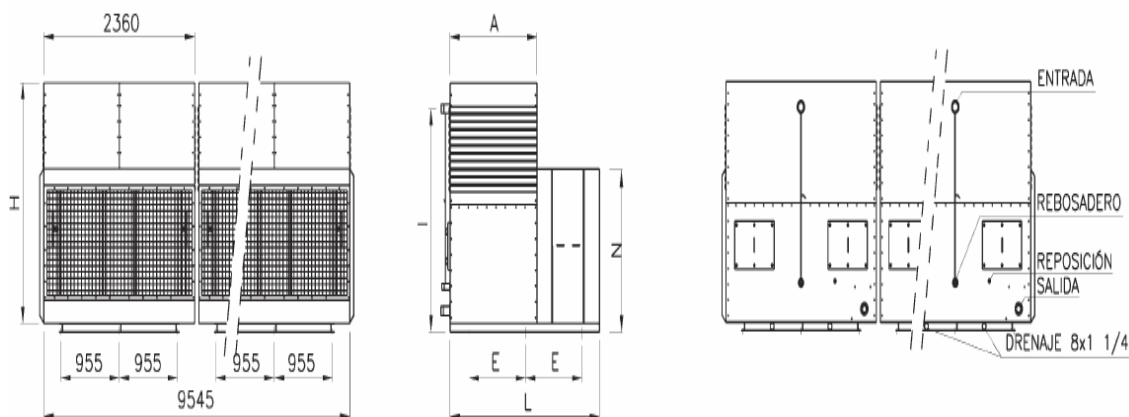
$$Q = 1962819 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \cdot 4180 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot \frac{1\text{kJ}}{1000\text{J}} (42 - 29) = 29.627,662 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Com es pot observar a l'equació anterior, es necessita dissipar 29.627,662 kW. S'ha trobat informació sobre torres de refrigeració i la que s'escollirà per aquest cas és la anomenada TC-865 (INDUMEC) on 1 torre d'aquest tipus pot bescanviar 11.779 kW. Per poder trobar el nombre de torres necessàries, s'utilitza l'equació següent:

$$n^\circ \text{ torres de refrigeració} = \frac{\text{Calor a bescanviar [kW]}}{\text{Calor d'una torre} \left[\frac{\text{kW}}{1 \text{ torre}} \right]} = \frac{29.627,662 \text{ kW}}{11.779 \frac{\text{kW}}{1 \text{ torre}}} =$$

$$n^\circ \text{ torres de refrigeració} = 2.515 \text{ torres} \approx 3 \text{ torres}$$

En conclusió, es necessiten 3 torres de refrigeració de la marca INDUMEC de tipus TC-865 on les característiques principals es mostren a continuació:



Torre	A [mm]	E [mm]	I [mm]	N [mm]	L [mm]	H [mm]
TC-865	3610	1100	2335	1910	5110	2580

Motor ventilador [kW]	Pes buida [kg]	Pes amb càrrega [kg]	Conexions				Punts de recolzament
			Entrada	Sortida	Rebosadero	Reposición	
8*15	8,72	20,8	4*6"	4*8"	4*3"	4*1 1/2"	60

Càlcul del cabal make-up a afegir

Sabent la calor a dissipar es pot trobar el cabal màssic d'aigua fresca

$$Q_{make-up} = \frac{Q_{dissipar} [kcal / h]}{538 [kcal / kg]} = \frac{29627.662 \frac{kJ}{s} \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot \frac{1 kcal}{4.18 kJ}}{538 \frac{kcal}{kg}} = 43767,83 \text{ kg/h}$$

11.19.3. Manual de càlcul dels cables i estació transformadora

Una vegada s'ha calculat la potència requerida dels equips de cada àrea se'ls hi ha aplicat un coeficient de simultaneïtat de 70% excepte en el cas dels agitadors.

Primerament s'ha calculat la intensitat amb l'equació següent:

$$I = \frac{P}{\cos \varphi \cdot V}$$

On:

- P és la potència en W
- V és el voltatge requerit (380V)

Una vegada se sap la intensitat i la longitud del cable, s'ha calculat la tensió màxima admissible, tenint en compte que:

4.5% per il·luminació

6.5% per motors

$$e = \frac{4.5 \cdot V}{100}$$

Finalment es calcula la secció del cable aïllant l'equació següent:

$$e = \frac{200 \cdot L \cdot I \cdot \cos \varphi}{K \cdot S}$$

On:

- L és la longitud del cable [m]
- I és la intensitat [A]
- K és constant i val 56

- S és la secció del cable expressada [mm²]

Per escollir la secció real del cable, s'han mirat les seccions normalitzades que existeixen: 1, 1.5, 2.5, 4, 6, 10, 16, 25, 35, 50, 75, 95, 120, 185 i 240.

L'estació transformadora s'ha calculat amb l'equació següent:

$$KVA = \frac{\text{Potència requerida a la planta}}{\cos \varphi} = \frac{2428KW}{0.8} = 3036KVA$$

Així doncs, es necessita una estació transformadora de 3036 KVA

12. BIBLIOGRAFIA

12. BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA PROCÉS

▪ **Procés general**

- M. Tuttle, *Adipic Acid*, Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 6^a edició (2002)
- N.J, Hoboken, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 4th Edition (2004)
- R.H. Perry i D.W. Green, *Perry's Chemical Engineering Handbook*, McGraw-Hill (1999)
- Castellan et al., *Industrial production and use of adipic acid* Catálisis Today 9, 237-254 (1991)
- Castellan et al., *Synthesis of adipic acid via nitric acid oxidation of cyclohexanol in a two-step continuous process*. Catálisis Today 9, 301-322 (1991)
- E.E Ludwig, *Applied process design for chemical and petrochemical plants*, Butterworth-Heinemann, 3era edició (1999).
- C. Branan, *Rules of thumb for chemical engineers*, ELSEVIER, 4^a edició, 2005
- R.K Sinnott, *Chemical Engineering Design, Coulson & Richardson's Chemical Engineering VOL.6*, Butterworth-Heinemann (1999)

▪ Reacció

- W.J. Van Asselt, i D.W. Van Krevelen, *Adipic acid formation by oxidation of cyclohexanol and cyclohexanone with nitric acid*, Chemical Engineering Science 18, 471-483 (1963).
- H. Vollinger et al, *Adipic Acid recovery from nitric acid oxidation*, US 3,476,805 (1969).
- Hellemans et al, *Process for the continuous production of saturated aliphatic dicarboxylic acids*, US 3,880,921 (1975)
- J. Lopez-Meroño, *Oxidation Process*, US3950410 (1976)
- P.E. Langley, *Adipic Acid Manufacture*, US 3 997 601, (1976)

▪ Tancs de dissolució

- H. Hartmann et al. *Numerical Simulation of Solubility Process in a Stirred Tank reactor*, Computational Fluid Dynamics in Chemical Reactor Engineering IV (2005)
- E.L. Paul, *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*, John Wiley & Sons (2004)

▪ Tractament de gasos

- I.B. Chatterjee, J.B. Joshi, *Modeling, simulation and optimization: Mono pressure nitric acid process*, Chemical Engineering Journal, 2007, 556-577
- Bernhard Hüpen, Eugeny Y. Kenig, *Rigorous modelling of NO_x absorption in tray and packed columns*, Chemical Engineering Journal, 2005, 6462-6471

- A. Shimizu, K. Tanada, M. Fujinori, *Abatement Technologies for N₂O emissions in the adipic acid industry*, Chemical Engineering Journal, 2000, 425-434
- Watzenberger et al., *Thermal decomposition of N₂O*, patent US n° 6,328,941
- P. Trambouze, H. Van Landeghem, J. P. Wauquier, *Chemical Reactors: Design, engineering, operation*”, Ed. Technip, 1988
- **Cristal·lització**
 - Ketan D. Samant i Lionel O’Young, *Understanding Crystallization and Crystallizers*.
 - A. Mermann, *Crystallization Technology Handbook*, Second edition.
 - Patent US 3.476.805
 - Patent US 6.946.572 B2
 - J. W. Mullin, *Crystallization*. Butterworth-Heinemann Ltd. 3a edició. Ed. Oxford (1993).
 - www.kmpt.com
- **Acabat**
 - Pt. WO 2005/033057 – Drying of Adipic Acid
 - Pt. US 6822117 – Method for making adipic acid.
 - P. Martínez de la Cuesta, *Operaciones de separación en ingeniería química*, Pretince Hall, 2004.

- M. Leva, *Fluidization*, Mc. Graw Hill, 1959.
- S. Philyow, R. Nelson, J. Moffitt, J. Sroykum, T. Ring, *Effects of mixing on Adipic Acid Crystallization*, (Estudi patrocinat per: Oli Systems, Fluent, Dippr, Dow, Lilly, Dupont, Nippon Kasei Chemical)

BIBLIOGRAFIA CONTROL

- C. Branan, *Rules of thumb for chemical engineers*, ELSEVIER, 4^a edició, 2005
- R.H. Perry i D.W. Green, *Perry's Chemical Engineering Handbook*, McGraw-Hill (1999)
- J. Acedo, *Control Avanzado de Procesos*, Diaz de Santos (2003)
- F.G. Shinskey, *Process Control Systems*, McGraw-Hill.
- W.L., Luyben, *Plantwide Process Control*, McGraw-Hill (1998)
- www.emersonprocess.com/Rosemount
- www.abb.es
- www.samson.es

BIBLIOGRAFIA ECONOMIA

- <http://www.icis.com/Articles/1998/06/08/61470/rhodia-invests-in-chalampe-plant.html>
- <http://www.icispricing.com/>

- <http://intl.mim.gov.ir/myPics/Downinvestpdf/6Adipic%20Acid.pdf>
- A. V. Vian, *El pronóstico económico en química industrial*, Ed. Eudema Universidad, Madrid (1991)
- J. Happel, D. J. Jordan, *Economía de los procesos químicos*, Ed. Reverte, Barcelona (1981)

BIBLIOGRAFIA SEURETAT I HIGIENE

- **Introducció i principals riscos de la indústria**
 - *Manual de seguridad industrial en plantas químicas y petroleras: Fundamentos, Evaluación de riesgos y Diseño*. J.M. Storch de Gracia. Editorial McGrawHill.
- **Classificació de la indústria**
 - R.D. 2414/1961: *Reglamento de actividades molestas, insalubres, nocivas y peligrosas*.
- **Normes generals de seguretat, salut i higiene**
 - Ley 31/1995: *Ley de Prevención de Riesgos Laborales*
- **Substàncies químiques**
 - Instruccions de prevenció: *Classificació, Envasament i etiquetatge de substàncies/preparats perillosos* editat pel Servei de Prevenció de Riscos Laborals de la UPC.
 - ITC MIE APQ-001: *Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles*.
 - ITC MIE APQ-007: *Almacenamiento de líquidos tóxicos*.
 - R.D. 363/1995: *Reglamento sobre notificación de sustancias nuevas, clasificación, envasado y etiquetado de sustancias peligrosas*.
 - Fichas Internacionales de Seguridad Química

- **Senyalització**
 - R.D. 485/1997: *Disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.*
 - NTP 566: *Señalización de recipientes y tuberías: aplicaciones prácticas.*
- **Sismicitat**
 - R.D. 997/2002: *Norma de construcción sismorresistente: parte general y edificación.*
- **Transport de substàncies perilloses**
 - Acord Europeu Relatiu al Transport Internacional de Mercaderies Perilloses per Carretera.
- **Protecció contra incendis**
 - Reial decret 2267/2004
 - Normativa ITC MIE – APQ 1
 - Normativa bàsica edificació: NBE-CPI/96
 - Reial Decret 485/1997
 - Reial Decret 886/1988
 - Catàleg de grups contra incendis Ebara
- **Protecció de sistemes elèctrics**
 - R.D. 842/2002: *Reglamento electrotécnico para baja tensión*
 - R.D. 486/1997: *Disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo*
- **Emmagatzematge de productes químics**
 - R.D. 379/2001: *Reglamento de Almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias.*
 - MIE APQ-001: *Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles.*
 - MIE APQ-006: *Almacenamiento de líquidos corrosivos*
- **Instal·lació per càrrega i descàrrega**
 - NTP 375: *Electricidad estática: carga y descarga de camiones cisterna*
- **Equips de protecció individual**
 - R.D. 773/1997: *Disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.*

- **Pla d'emergència interior**
 - NTP 334: *Planes de emergencia interior en la industria química*
- **Pla d'emergència exterior**
 - Pla d'emergència exterior del sector químic de Catalunya PLASEQCAT (<http://www.gencat.net/interior/emergencies/plans/quimic/arees/docs/PLASEQCAT.pdf>)
- **Pla d'evacuació**
 - R.D. 1254/1999: *Medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias químicas.*
- **Control de legionel·la**
 - R.D. 865/2003: *Prevención y control de la legionelosis.*

BIBLIOGRAFIA MEDI AMBIENT

- Reial decret RD 1073/2000
- Reial decret RD 1793/2003
- Reial decret RD 995/2000
- Directiva 91/271/CEE
- Directiva 76/464
- Diari oficial núm.3894
- P. S. Kumar, J. A. Hogendoorn, P. H. M. Feron and G. F. Versteeg, “*New absorption liquids for removal of CO₂ from dilute gas streams using membrane contactors*”, Chemical Engineering Science, 2002, volumen 57, capítol 9, Pàgina 1639-1651
- H.J. Bart, J.Reidetschläger, K.Schatka, A. Lehman, “ *Kinetics of esterification of succinic anhydride with methanol by homogeneous catalysis*”, International Journal of chemical kinetics,1994, volumen 26, Capítol 10, Pàgines 1013 - 1021

BIBLIOGRAFIA POSADA EN MARXA

- C. Branan, *Rules of thumb for chemical engineers*, ELSEVIER, 4^a edició, 2005